



TESIS-TM 142501

**STUDI EKSPERIMENTAL GASIFIKASI PELEPAH KELAPA
SAWIT UNTUK MENINGKATKAN PERFORMANSI
REAKTOR *DOWNDRAFT* DENGAN MASUKAN UDARA
BERTINGKAT**

ABDUL GAFUR
NRP 2115202008

DOSEN PEMBIMBING
Dr. Bambang Sudarmanta, S.T.,MT

PROGRAM MAGISTER
BIDANG KEAHLIAN REKAYASA KONVERSI ENERGI
JURUSAN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2017



TESIS-TM 142501

**EXPERIMENTAL STUDY ON THE OIL PALM FROND
GASIFICATION TO INCREASE PERFORMANCE IN
DOWNDRAFT GASIFIER WITH TWO STAGE AIR SUPPLY**

ABDUL GAFUR
NRP 2115202008

SUPERVISOR
Dr. Bambang Sudarmanta, S.T.,MT

**MAGISTER PROGRAM
ENERGY CONVERSION OF ENGINEERING
MAJORITY MECHANICAL ENGINEERING
FACULTY INDUSTRIAL TECHNOLOGY
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2017**

LEMBAR PENGESAHAN TESIS

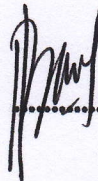
Tesis disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Magister Teknik (M.T)
di
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:
Abdul Gafur
NRP. 2115202008

Tanggal Ujian: Senin, 24 Juli 2017
Periode Wisuda: Semester Genap 2016/2017

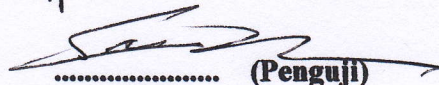
Disetujui oleh:

1. Dr. Bambang Sudarmanta, ST., M.T
NIP: 19730116 199702 1 001



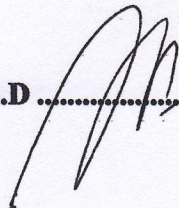
..... (Pembimbing)

2. Dr. Ir. Atok Setiyawan, M.Eng.Sc
NIP: 19660402 198903 1 002

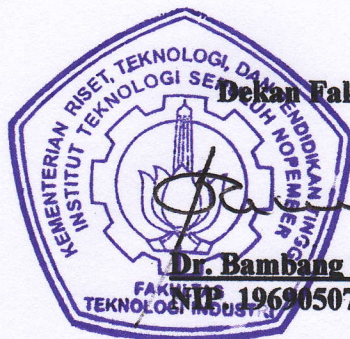


..... (Penguji)

3. Ary Bachtiar Krishna P, ST., M.T., Ph.D
NIP: 19710524 199702 1 001



..... (Penguji)



Dekan Fakultas Teknologi Industri

Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, S.T., M.T
NIP. 19690507 199512 1 001

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, segala puji dan syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat-Nya sehingga penyusunan tesis yang berjudul : ***“STUDI EKSPERIMENTAL PADA GASIFIKASI PELEPAH KELAPA SAWIT UNTUK MENINGKATKAN PERFORMANSI REAKTOR DOWNDRAFT DENGAN MASUKAN UDARA BERTINGKAT.”*** ini dapat diselesaikan dengan baik.

Banyak pihak yang telah membantu mulai dari awal hingga sampai selesainya tesis ini oleh karena itu penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT. selaku dosen pembimbing dan juga sekretaris jurusan teknik mesin yang telah memberikan arahan dan bimbingan kepada penulis sehingga tesis ini dapat terselesaikan
2. Ir Bambang Pramujati, M.Sc.Eng., Ph.D, Selaku Ketua Jurusan Teknik Mesin.
3. Prof. Dr. Eng. Ir Prabowo, M.Eng dan Dr. Eng, Unggul Wasiwitono, ST, M. Eng, selaku ketua dan sekretaris Program Pasca Sarjana Teknik Mesin ITS.
4. Tim Dosen penguji yang telah bersedia meluangkan waktu, tenaga, pikiran dalam rangka perbaikan tesis ini.
5. Orang tua tercinta beserta keluarga yang telah mendukung baik materi maupun spiritual.
6. Istri tercinta wiwik karwita yang telah banyak memberi dukungan dan motivasi hingga terselesainya tesis ini.
7. Bapak dan ibu dosen serta seluruh karyawan Jurusan Teknik Mesin yang telah banyak membantu selama perkuliahan.
8. Rekan-rekan mahasiswa jurusan Teknik Mesin.
9. Semua pihak yang namanya tidak tercantum di atas yang banyak membantu kelancaran penyelesaian tesis ini.

Masih banyak kekurangan dalam penyusunan tesis ini. Oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat penulis harapkan demi kesempurnaan tesis ini. Akhir kata, semoga tesis ini bermanfaat bagi pembaca, terima kasih.

Surabaya, Juli 2017

Penulis

STUDI EKSPERIMENTAL PADA GASIFIKASI PELEPAH KELAPA SAWIT UNTUK MENINGKATKAN PERFORMANSI REAKTOR DOWNDRAFT DENGAN MASUKAN UDARA BERTINGKAT

Nama Mahasiswa : Abdul Gafur
NRP : 2115202008
Departemen : Teknik Mesin FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., MT.

Abstrak

Indonesia merupakan salah satu negara produsen terbesar dalam penyediaan minyak kelapa sawit di dunia. Pelepah kelapa sawit merupakan salah satu limbah kelapa sawit yang banyak tersedia dan belum dimanfaatkan secara luas. Selama ini pelepah hanya dibiarkan kering, padahal pelepah kelapa sawit sangat berpotensi dijadikan bahan baku dalam proses gasifikasi. Gas yang dihasilkan dari proses gasifikasi nantinya bisa dimanfaatkan untuk aplikasi pembangkit skala kecil. Pada aplikasi mesin pembakaran dalam kandungan tar dalam syngas harus kurang dari 100 mg/Nm³. Tar yang tinggi bisa menyebabkan gangguan pada mesin karena sifatnya yang terkondensasi pada suhu lingkungan, lengket dan bersifat korosif.

Penelitian ini dilakukan untuk melihat pengaruh rasio udara pada zona pirolisis dan oksidasi ($AR_{Pir-Oks}$) dan equivalence ratio (ER) terhadap suhu reaktor, komposisi dan LHV gas, kandungan tar dan efisiensi gas dingin. Reaktor downdraft yang ada di laboratorium TPBB Teknik Mesin ITS dimodifikasi dengan penambahan masukan udara pada zona pirolisis tepat di atas zona oksidasi. Persentase masukan udara di zona pirolisis dan oksidasi divariasikan dengan rasio aliran udara ($AR_{Pir-Oks}$) masing-masing 0%, 70%, 80%, 90% dari tiga total masukan udara 14,4 Nm³/jam, 19,2 Nm³/jam, dan 24 Nm³/jam yang didapat dari ER masing-masing 0,3, 0,4, 0,5. Pembagian aliran udara untuk setiap zona diatur menggunakan katup. Distribusi temperatur disepanjang ketinggian reaktor diukur menggunakan termokopel tipe K yang dipasang disepanjang ketinggian reaktor. Kandungan syngas yang diukur menggunakan Gas Cromatografi (GC), kemudian kandungan tar diambil menggunakan kondensor tar, parameter yang lain seperti LHV gas dan efisiensi gas dingin dihitung dari data hasil pengujian.

Hasil penelitian menunjukkan distribusi suhu sepanjang reaktor maksimum dicapai pada $AR_{Pir-Oks}$ 90% untuk aliran udara total 24 Nm³/jam sebesar 913⁰ C di zona oksidasi, tar terendah juga dicapai pada kondisi ini sebesar 37⁰C. LHV gas maksimum dicapai pada aliran udara total 19,2 Nm³/jam dan rasio antara zona pirolisis dan oksidasi ($AR_{Pir-Oks}$) 90%, sebesar 4622,6 MJ/Nm³ dengan komposisi gas CO 21,52 %v, CH₄ 1,03%v, H₂ 14,21%v, dan CO₂ 13,02%v, Kandungan tar untuk kondisi ini adalah 50,4 mg/Nm³, lebih tinggi dibandingkan pada aliran udara 24 Nm³/jam. Dalam hal efisiensi gasifikasi ditemukan efisiensi gas dingin sebesar 60,86%. Secara keseluruhan hasil ini menegaskan bahwa masukan udara zona pirolisis memungkinkan peningkatan hasil komposisi dan LHV gas dan pengurangan kandungan tar.

Kata Kunci: *Pelepah kelapa sawit, gasifikasi, masukan udara bertingkat, tar.*

EXPERIMENTAL STUDY ON THE OIL PALM FROND GASIFICATION TO INCREASE PERFORMANCE IN DOWNDRAFT GASIFIER WITH TWO STAGE AIR SUPPLY

Name : Abdul Gafur
NRP : 2115202008
Department : Teknik Mesin FTI-ITS
Lecture : Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., MT.

Abstract

Indonesia is one of the largest producer countries in the supply of palm oil in the world. Palm oil bleached is one of the most widely available and widely used waste of palm oil. So far, midrib is only allowed to dry, whereas palm oil midrib is very potential to be used as raw material in the process of gasification. Gas generated from the gasification process can later be utilized for small-scale generator applications. In the application of combustion engines in tar content in syngas should be less than 100 mg / Nm³. A high tire can cause disturbance to the engine due to its condensed temperatures, stickiness and corrosiveness.

This study was conducted to examine the effect of air ratio on pyrolysis and oxidation zone ($AR_{Pir-Oks}$) and equivalence ratio (ER) to reactor temperature, composition and LHV gas, tar content and cold gas efficiency. Downdraft reactors in the laboratory of TPBB Mechanical Engineering ITS modified with the addition of air input in the pyrolysis zone just above the oxidation zone. Percentage of air inputs in pyrolysis and oxidation zones varied with airflow ratio ($AR_{Pir-Oks}$) 0%, 70%, 80%, 90% of the total air intakes of 14.4 Nm³ / hr, 19.2 Nm³ / hr , And 24 Nm³ / h obtained from ER were 0.3, 0.4, 0.5, respectively. The distribution of airflow for each zone is regulated using a valve. Temperature distribution along the reactor height is measured using K type thermocouples mounted along the reactor height. The syngas content measured using Gas Chromatography (GC), then the tar content is taken using a tar condenser, other parameters such as LHV gas and cold gas efficiency are calculated from the test result data.

The results showed that the temperature distribution along the maximum reactor was achieved at 90% $AR_{Pir-Oks}$ for a total air flow of 24 Nm³ / hr of 913⁰ C in the oxidation zone, the lowest tar was also achieved at 37⁰C. The maximum gas LHV was achieved at a total air flow of 19.2 Nm³ / hr and the ratio between pyrolysis and oxidation zone ($AR_{Pir-Oks}$) 90%, amounted to 4622.6 MJ / Nm³ with CO 21.52% v, CH₄ 1, 03% v, H₂ 14.21% v, and CO₂ 13.02% v, The tar content for this condition is 50.4 mg / Nm³, higher than 24 Nm³ / h air flow. In terms of efficiency gasification found cold gas efficiency of 60.86%. Overall this result confirms that the pyrolysis zone air input allows increased yield of composition and LHV gas and reduction of tar content.

Keywords: Oil Palm frond, gasification, multistage, tar.

EXPERIMENTAL STUDY ON THE OIL PALM FROND GASIFICATION TO INCREASE PERFORMANCE IN DOWNDRAFT GASIFIER WITH TWO STAGE AIR SUPPLY

Name : Abdul Gafur
NRP : 2115202008
Department : Teknik Mesin FTI-ITS
Lecture : Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., MT.

Abstract

Indonesia is one of the largest producer countries in the supply of palm oil in the world. Palm oil bleached is one of the most widely available and widely used waste of palm oil. So far, midrib is only allowed to dry, whereas palm oil midrib is very potential to be used as raw material in the process of gasification. Gas generated from the gasification process can later be utilized for small-scale generator applications. In the application of combustion engines in tar content in syngas should be less than 100 mg / Nm³. A high tire can cause disturbance to the engine due to its condensed temperatures, stickiness and corrosiveness.

This study was conducted to examine the effect of air ratio on pyrolysis and oxidation zone ($AR_{Pir-Oks}$) and equivalence ratio (ER) to reactor temperature, composition and LHV gas, tar content and cold gas efficiency. Downdraft reactors in the laboratory of TPBB Mechanical Engineering ITS modified with the addition of air input in the pyrolysis zone just above the oxidation zone. Percentage of air inputs in pyrolysis and oxidation zones varied with airflow ratio ($AR_{Pir-Oks}$) 0%, 70%, 80%, 90% of the total air intakes of 14.4 Nm³ / hr, 19.2 Nm³ / hr , And 24 Nm³ / h obtained from ER were 0.3, 0.4, 0.5, respectively. The distribution of airflow for each zone is regulated using a valve. Temperature distribution along the reactor height is measured using K type thermocouples mounted along the reactor height. The syngas content measured using Gas Chromatography (GC), then the tar content is taken using a tar condenser, other parameters such as LHV gas and cold gas efficiency are calculated from the test result data.

The results showed that the temperature distribution along the maximum reactor was achieved at 90% $AR_{Pir-Oks}$ for a total air flow of 24 Nm³ / hr of 913⁰ C in the oxidation zone, the lowest tar was also achieved at 37⁰C. The maximum gas LHV was achieved at a total air flow of 19.2 Nm³ / hr and the ratio between pyrolysis and oxidation zone ($AR_{Pir-Oks}$) 90%, amounted to 4622.6 MJ / Nm³ with CO 21.52% v, CH₄ 1, 03% v, H₂ 14.21% v, and CO₂ 13.02% v, The tar content for this condition is 50.4 mg / Nm³, higher than 24 Nm³ / h air flow. In terms of efficiency gasification found cold gas efficiency of 60.86%. Overall this result confirms that the pyrolysis zone air input allows increased yield of composition and LHV gas and reduction of tar content.

Keywords: Oil Palm frond, gasification, multistage, tar.

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL

LEMBAR PENGESAHAN

ABSTRAK

DAFTAR ISI

DAFTAR GAMBAR

DAFTAR TABEL

BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	5
1.3 Tujuan Penelitian.....	6
1.4 Batasan Masalah	6
1.5 Manfaat Penelitian.....	6
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA	7
2.1 Biomasssa	8
2.2 Komposisi dari biomassa	8
2.1.1 Struktur dari biomassa	8
2.1.2 kandungan kadar air.....	9
2.1.3 Kandungan <i>volatile matter</i>	9
2.1.4 Karbon tetap	9
2.1.6 Kandungan abu	10
2.3. Teknologi konversi biomassa	10
2.2.1 Gasifikasi	11
2.2.2 Prinsip gasifikasi	12
2.2.3 Tipe reaktor gasifikasi.....	16
2.4 Reaktor gasifikasi masukan udara bertingkat.....	18
2.4.1 Pirolisis.....	20
2.4.2 Oksidatif pirolisis	24
2.4.3 Tahapan reaksi gasifikasi	27
2.5 Tar	29
2.6 Faktor yang mempengaruhi proses gasifikasi	32
2.5 Penelitian terdahulu.....	34
2.5.1 <i>Downdraft gasifier</i>	34
2.5.2 Biomassa pelepah kelapa sawit	36

2.5.3 Gasifikasi masukan udara bertingkat	39
2.5.4 Oksidatif pirolisis	43
 BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN	
3.1 Rancangan Penelitian	47
3.1.1 <i>Flow Chart</i>	47
3.2 Sistem gasifikasi masukan udara bertingkat	52
3.3 Metode Pengambilan Data	53
 BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN	
4.1 Karakteristik Biomassa	57
4.2 Kondisi operasi penelitian.....	58
4.3 Distribusi suhu.....	59
4.3.1 Distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor	59
4.3.2 Komposisi dan LHV gas	67
4.3.3 Kandungan tar dalam gas	76
4.3.4 Efisiensi gas dingin	78
 BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN	
5.1 Kesimpulan	80
5.2 Saran	81
 DAFTAR PUSTAKA	
 LAMPIRAN	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Komponen dari biomasa kayu	8
Gambar 2.2 Beberapa pilihan dari gasifikasi biomassa menjadi energi	11
Gambar 2.3 pengaruh proses suhu pada karakteristik <i>syngas</i>	15
Gambar 2.4 klasifikasi reaktor tipe gasifikasi.....	16
Gambar 2.5 <i>fixed bed gasifier</i>	17
Gambar 2.6 skema masukan udara bertingkat	19
Gambar 2.7 proses dekomposisi dari molekul hidrokarbon proses pirolisis ...	21
Gambar 2.8 pirolisis dalam partikel biomassa	21
Gambar 2.9 pelepasan gas selama distilasi pada kayu	22
Gambar 2.10 hasil arang dari pirolisis berdasarkan suhu	23
Gambar 2.11 kerangka teoritis	25
Gambar 2.12 Oksidatif pirolisis	27
Gambar 2.13 Tahapan reaksi gasifikasi	27
Gambar 2.14 mekanisme sederhana pembentukan tar.....	29
Gambar 2.15 jenis tar primer, sekunder, dan tersier	30
Gambar 2.16 Reduksi tar in-situ	31
Gambar 2.17 Distribusi suhu sepanjang reaktor	34
Gambar 2.18 Nilai kalor pelepah kelapa sawit	37
Gambar 2.19 Grafik komposisi <i>syngas</i> dan temperatur	38
Gambar 2.20 Nilai konsentrasi <i>syngas</i> AR 80%	39
Gambar 2.21 Pengaruh AR terhadap distribusi suhu	40
Gambar 2.22 Profil temperatur lapisan gasifier	41
Gambar 2.23 Kualitas total gas dan kandungan tar.....	42
Gambar 2.24 Distribusi produk berdasarkan konsentrasi oksigen.....	44
Gambar 2.25 Kurva DTG.....	46
Gambar 3.1 Modifikasi reaktor <i>downdraft</i>	49
Gambar 3.2 Biomassa pelepah kelapa sawit	50
Gambar 3.3 Peralatan analisa biomassa	51
Gambar 3.4 Peralatan reaktor gasifikasi	53
Gambar 3.5 Rangkaian eksperimen	54

Gambar 4.1 Distribusi suhu sepanjang ketinggian <i>gasifier</i> pada ER 0,3	60
Gambar 4.2 Distribusi suhu sepanjang ketinggian <i>gasifier</i> pada ER 0,4	61
Gambar 4.3 Distribusi suhu sepanjang ketinggian <i>gasifier</i> pada ER 0,3	62
Gambar 4.4 Distribusi suhu sepanjang ketinggian <i>gasifier</i> pada AR _{Pir} - Oks 0%.....	64
Gambar 4.5 Distribusi suhu sepanjang ketinggian <i>gasifier</i> pada AR _{Pir} - Oks 70%.....	65
Gambar 4.6 Distribusi suhu sepanjang ketinggian <i>gasifier</i> pada AR _{Pir} - Oks 80%.....	65
Gambar 4.7 Distribusi suhu sepanjang ketinggian <i>gasifier</i> pada AR _{Pir} - Oks 90%.....	66
Gambar 4.8 Komposisi gas CO, CH ₄ , H ₂ , CO ₂ , dan LHV pada AR _{Pir} -Oks = 0%	69
Gambar 4.9 Komposisi gas CO, CH ₄ , H ₂ , CO ₂ , dan LHV pada AR _{Pir} -Oks = 70%.....	70
Gambar 4.10 Komposisi gas CO, CH ₄ , H ₂ , CO ₂ , dan LHV pada AR _{Pir} - Oks = 80%	71
Gambar 4.11 Komposisi gas CO, CH ₄ , H ₂ , CO ₂ , dan LHV pada AR _{Pir} - Oks = 90%	72
Gambar 4.12 Komposisi gas CO, CH ₄ , H ₂ , CO ₂ , dan LHV pada ER=0,3	73
Gambar 4.13 Komposisi gas CO, CH ₄ , H ₂ , CO ₂ , dan LHV pada ER=0,4	74
Gambar 4.14 Komposisi gas CO, CH ₄ , H ₂ , CO ₂ , dan LHV pada ER=0,5	75
Gambar 4.15 pengaruh AR _{Pir} -Oks terhadap kandungan tar dalam gas	77
Gambar 4.16 pengaruh AR _{Pir} -Oks terhadap efisiensi gas dingin.....	78
Gambar 4.17 pengaruh ER terhadap efisiensi gas dingin.....	79

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Reaksi kimia gasifikasi biomassa.....	12
Tabel 2.2 komposisi senyawa dalam syngas.....	35
Tabel 2.3 Hasil eksperimen <i>syngas</i> dengan variasi <i>equivalence ratio</i>	37
Tabel 2.4 Performa gasifikasi pelepah kelapa sawit reaktor <i>downdraft</i>	19
Tabel 3.1 hasil perhitungan persentase masukan udara	56
Tabel 3.2 Parameter rencana penelitian	56
Tabel 4.1 Analisa <i>proximate</i> dan <i>ultimate</i>	57
Tabel 4.2 Kondisi operasi gasifikasi	58
Tabel 4.3 Data distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor	60
Tabel 4.4 Komposisi dan LHV gas	68
Tabel 4.5 kandungan tar dalam gas.....	76

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Saat ini, limbah pertanian dan domestik merupakan bagian utama yang menjadi sumber biomassa. Indonesia merupakan salah satu negara produsen terbesar dalam penyediaan minyak kelapa sawit di dunia. Perkebunan kelapa sawit di Indonesia semakin bertambah, berdasarkan buku statistik komoditas kelapa sawit terbitan Ditjen Perkebunan pada tahun 2016 luas areal kelapa sawit mencapai 8.774.226 Ha dengan produksi 33.500.691 ton CPO. Salah satunya yang terluas adalah wilayah Sumatra yaitu seluas 2.681.687 Ha dengan produksi 11.524.991 ton CPO, Provinsi Riau dengan luas area 820.811 Ha dengan produksi 3.591.262 ton CPO merupakan provinsi yang mempunyai perkebunan kelapa sawit terluas disusul berturut-turut Provinsi Sumatera Utara seluas 3.002.343 juta Ha, (Ditjenbun-pertanian, 2016). Hampir semua bagian dari pohon kelapa sawit secara komersial digunakan, terutama di sektor energi dan manufaktur. Namun demikian, pelepah kelapa sawit memiliki penggunaan yang sangat terbatas, hanyalah dibiarkan kering kemudian dibakar dan ada pula yang dibiarkan membusuk, padahal pelepah kelapa sawit memiliki potensi yang tinggi dan layak digunakan sebagai bahan baku biomassa gasifikasi (Atnaw S.M *et all*, 2014). Komposisi kimia dari pelepah kelapa sawit terdiri dari 49,8% selulosa, 23,5% hemiselulosa, 20,5% lignin dan 2,4% abu) (Samiran, N.A *et all*, 2014). Dari hasil analisis *ultimate* dan *proximate* yang dilakukan pada biomassa pelepah kelapa sawit menunjukkan kesesuaian untuk gasifikasi, sebanding dengan bahan baku biomassa seperti batu bara ataupun kayu. Kandungan karbon pelepah kelapa sawit sekitar 43%, hidrogen 5,48%, nitrogen 2,18%. kandungan sulfur rendah (11%) sehingga mengurangi dampak terhadap lingkungan. Kadar air pelepah kelapa sawit dari analisis *proximate* rendah (4-7%), Rata-rata kandungan bahan *volatile* (51%), dan kandungan abu pelepah kelapa sawit rendah (6%) sehingga akan meminimalkan masalah operasional. Sehingga dapat disimpulkan bahwa Pelepah kelapa sawit cocok sebagai bahan baku untuk produksi biomassa bahan bakar padat untuk digunakan dalam aplikasi termal untuk

menghasilkan panas dan listrik, dan sebanding dengan bahan bakar biomassa yang tersedia di pasar konsumen dan industri. Kandungan *syngas* hasil gasifikasi pelepah kelapa sawit juga menunjukkan hasil yang sesuai dengan biomassa lainnya (Sulaiman *et al*, 2014). Kandungan *syngas* hasil gasifikasi pelepah kelapa sawit memperlihatkan H_2 10,53%, CO 24,94%, CH_4 2,04%, dan nilai *heating value* 5,31 MJ/Nm³, sehingga dapat disimpulkan bahwa gasifikasi pelepah kelapa sawit layak digunakan sebagai biomassa alternatif untuk diversifikasi energi menggunakan teknologi gasifikasi (Guanggul *et al*, 2014).

Gasifikasi merupakan proses termokimia yang mengubah bahan karbon seperti biomassa menjadi bahan bakar gas yang berguna atau menjadi bahan baku kimia melalui proses oksidasi parsial dengan udara, oksigen, atau uap (Basu P, 2013). Proses gasifikasi umumnya dibagi menjadi empat tingkatan: (1) *Drying*/ Pengerinan (tahap endotermik), (2) Pirolisis (tahap endotermik) (3) Oksidasi (tahap eksotermis), dan (4) Reduksi/Pengurangan (tahap endotermik). Hasil dari proses gasifikasi berupa *syngas* yang terdiri dari campuran gas karbon monoksida (CO), hidrogen (H_2), metana (CH_4) dan karbon dioksida (CO_2) serta hidrokarbon ringan, seperti etana dan propana, dan hidrokarbon yang lebih berat, seperti tar, gas yang tidak diinginkan, seperti sulphidric (H_2S) dan asam chloridric (HCl), atau gas inert, seperti nitrogen (N_2), juga terdapat di *syngas*. Gas hasil proses gasifikasi mengandung kotoran seperti tar, partikel, nitrogen, dan sulfur (H_2S , COS) (Molino *et al*, 2016). Salah satu upaya untuk mengurangi kadar tar dalam proses gasifikasi adalah pemilihan tipe reaktor. Dalam hal pemilihan reaktor banyak peneliti menggunakan reaktor tipe downdraft. Gasifikasi tipe downdraft memiliki keuntungan dari efisiensi konversi yang lebih tinggi, dengan kandungan tar dan konten partikulat yang rendah dalam *syngas* dibandingkan jenis reaktor lain.

Berangkat dari penelitian sebelumnya yang telah dilakukan menggunakan reaktor tipe *downdraft* yang ada di laboratorium Teknik Pembakaran ITS menggunakan biomassa MSW dengan suhu pengendali otomatis pada masukan udara. Hasil penelitian memperlihatkan bahwa terjadi peningkatan kandungan gas

dengan menggunakan pengendali otomatis dibandingkan tanpa pengendali suhu otomatis terjadi peningkatan kandungan gas CO dari 6,32% menjadi 8,77%, H₂ dari 5,74% menjadi 7,91%, dan CH₄ dari 5% menjadi 3,13%, (Indarto, 2015). Namun dari data hasil penelitian tersebut terlihat masih rendahnya kandungan *syngas* yang dihasilkan. Selain itu, kandungan tar tidak disajikan dalam penelitian ini, padahal tar dianggap sebagai salah satu hambatan utama untuk industrialisasi teknologi gasifikasi biomassa (Martinez, 2011). Selain itu gasifikasi untuk biomassa pelepah kelapa sawit juga masih memperlihatkan kandungan tar yang masih tinggi yaitu 4,93 g/Nm³ sebelum pembersihan dan setelah pembersihan menjadi 1,92 g/Nm³ (masih lebih tinggi dari kandungan tar hasil penelitian biomassa kayu), sehingga masih perlu diteliti lebih lanjut untuk menurunkan kandungan tar dalam gas pada pelepah kelapa sawit (Atnaw S.M 2014). Tar merupakan campuran kompleks pada hidrokarbon terkondensasi yang mana komposisinya tergantung pada bahan baku biomassa, teknologi gasifikasi digunakan, dan parameter operasi yang dipilih. Bukan hal yang baru jika masalah tar dianggap sebagai salah satu hambatan utama untuk industrialisasi teknologi gasifikasi biomassa (Chen *et al*, 2009). Gas yang mengandung tar tinggi tidak dapat digunakan dalam aplikasi langsung pada mesin pembakaran dalam (<50 mg/Nm³) (Bhattacharya, S. C *et al*, 1999). Literatur lain menyebutkan tar bisa ditoleransi kurang dari 100 mg/Nm³ (Stassen *et al*, 1995).

Menurut Devi *et al* (2003), metode penghapusan tar dapat dibagi menjadi dua metode, metode primer dan metode sekunder. Metode primer adalah metode pembersihan gas yang terjadi di dalam gasifier, dan metode sekunder pembersihan gas dilakukan setelah gas keluar dari gasifier dengan perangkat tambahan/*threatment*. Banyak penelitian terdahulu yang merancang dan melakukan eksperimen untuk menurunkan kadar tar dan meningkatkan kualitas *syngas* dengan metode primer menggunakan reaktor tipe *downdraft*. Metode yang sekarang sedang dikembangkan adalah dengan memodifikasi reaktor tipe *downdraft* dengan masukan udara tunggal (zona oksidasi) menjadi masukan udara ganda/bertingkat. Konfigurasi masukan udara dua tingkat dengan membuat masukan udara pada reaktor gasifikasi didua titik yang berbeda. Ada beberapa tipe masukan udara yang dibuat salah satunya pada reaktor dari Indian Institute of Science (IISc) adalah tingkat masukan udara

pertama terletak diatas reaktor, dimana bahan baku yang dibebankan kedalam reaktor. Tingkat kedua masukan udara terletak di zona oksidasi, dimana volatile dilepaskan di zona reaktor bagian atas kemudian di oksidasi bersama dengan sebagian kecil arang (Andrade *et al* 2007). Disisi lain, pada *gasifier downdraft* dari Asia Institute of Technology (AIT) mendesain dengan konsep dasar untuk memisahkan zona pirolisis dari zona reduksi dengan bagian atas tertutup. Tingkat pasokan udara pertama terletak dibagian atas reaktor dimana sebagian bahan baku teroksidasi menghasilkan energi yang dibutuhkan untuk tahap pengeringan dan pirolisis, yang terletak di atas zona pembakaran, serta reaksi endotermik yang terjadi dalam proses. Tingkat pasokan udara kedua terletak di tengah reaktor, tepatnya di zona oksidasi, membantu dekomposisi tar dalam senyawa ringan. Suhu tinggi dicapai di zona kedua karena penambahan udara di tingkat kedua membantu mengurangi tingkat tar ke nilai yang lebih rendah (Martines J.D *et al*, 2011). Ketika gasifier hanya dioperasikan dengan masukan udara tunggal, suhu *drying*, pirolisis, dan reduksi hanya bergantung pada panas yang dilepaskan oleh zona oksidasi, dengan adanya tambahan masukan udara kedua dizona pirolisis, bisa menghasilkan panas untuk dirinya sendiri dan bisa meningkatkan suhu ke zona oksidasi sehingga menguntungkan termal cracking yang menyebabkan peningkatan produksi bahan bakar gas (Galindo A.L *et al*, 2014). Fenomena masukan udara bertingkat ini didasari oleh tambahan udara pada zona pirolisis, ketika zona pirolisis diberi udara atau bekerja pada kondisi oksidatif sehingga disebut oksidatif pirolisis. Kondisi pirolisis dalam lingkungan oksidatif akan meningkatkan laju polimerisasi komponen biomassa dan meningkatkan konversi biomassa (H. Shi, 2016). Gasifikasi dengan biomassa *eucalyptus* dengan reaktor tipe *downdraft* menggunakan tiga konfigurasi yang berbeda: satu tahap (SS), dua tahap masukan udara (AA), dan dua tahap udara dan udara gas (AG). Kandungan tar dalam *syngas* pada sistem tersebut adalah 1.270 mg/ Nm³ untuk satu tingkat masukan udara (SS), 114,4 mg/ Nm³ untuk dua tingkatan masukan udara (AA), dan 43,2 mg/ Nm³ untuk dua tahap masukan udara-gas (AG) (Jaojaruek *et al* 2014). Uap tar yang terbentuk pada tahap pertama akan melewati tahap kedua dimana secara efektif akan terjadi retak tar ditahap kedua karena suhu tinggi. Hal ini dikarenakan panas dari zona pirolisis dikombinasikan dengan panas dari zona oksidasi (Jarunthammachote,

S, *et al*, 2012). Variasi *equivalen ratio* (ER) yang optimum untuk kondisi operasi dengan metode masukan udara bertingkat adalah 0,3-0,4 (Nhuchhen R.M *et all* 2012). Disisi lain gasifikasi dengan masukan udara bertingkat memperlihatkan nilai kandungan tar dalam gas sekitar 63 mg/ Nm³ (Raman P, *et al*, 2013). Peningkatan konsentrasi oksigen di zona pirolisis dapat meningkatkan gas yang mudah menguap, uap air dan menurunkan hasil arang dan tar (M. Milhé, L, 2013)

Berdasarkan uraian diatas penelitian ini mencoba menyajikan kekurangan yang terdapat pada penelitian sebelumnya dengan mengaplikasikan metode masukan udara bertingkat dengan menggunakan biomassa pelepah kelapa sawit. Reaktor *downdraft* yang ada di Laboratorium Teknik Pembakaran Teknik Mesin Institut Teknologi Sepuluh November (ITS) akan dimodifikasi dengan menambahkan masukan udara bertingkat tepatnya di zona pirolisis. Letak masukan udara zona pirolisis diambil dari suhu tertinggi untuk range zona pirolisis (250-700 °C) yang diperoleh dari profil suhu sepanjang reaktor pada eksperimen awal. Metode masukan udara bertingkat ini digunakan untuk meningkatkan suhu dan kualitas gas serta menurunkan kadar tar kurang dari 100 mg/Nm³ pada kondisi operasi yang berbeda.

1.2. Rumusan Masalah

Performansi gasifikasi biomassa sangat dipengaruhi oleh tahapan proses yang terjadi didalam reaktor yang terdiri dari *drying*, pirolisis, oksidasi parsial, dan reduksi. Tahapan-tahapan dalam proses gasifikasi tersebut sangat dipengaruhi oleh udara yang dimasukkan kedalam reaktor.

Berdasarkan uraian tersebut, permasalahan dalam penelitian ini dirumuskan sebagai berikut:

1. Bagaimana pengaruh rasio udara zona pirolisis dan oksidasi ($AR_{\text{pir-oks}}$) yang dimasukkan pada zona pirolisis dan zona oksidasi terhadap distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor dan performansi proses gasifikasi dilihat dari kualitas gas (komposisi dan LHV gas dan kandungan tar) dan efisiensi gas dingin.

1.3. Tujuan Penelitian

Berdasarkan rumusan masalah dalam penelitian ini, maka tujuan yang ingin dicapai dari penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Mengetahui pengaruh rasio udara ($AR_{\text{pir-oks}}$) yang dimasukkan pada zona pirolisis dan zona oksidasi terhadap distribusi temperatur sepanjang reaktor
2. Menganalisa pengaruh masukan udara bertingkat terhadap performansi gasifikasi (kandungan tar, komposisi *syngas*, LHV gas, dan efisiensi gas dingin).

1.4. Batasan masalah

Batasan masalah ditentukan agar pembahasan penelitian yang akan dilakukan nanti tidak melebar dan melakukan pembahasan diluar konteks yang telah ditentukan, adapun batasan masalah tersebut adalah:

1. Bahan baku yang digunakan dalam penelitian ini adalah pelepah kelapa sawit (ukuran dan kadar air)
2. Peralatan yang digunakan dalam penelitian ini menggunakan reaktor tipe *downdraft*.
3. Eksperimen dilakukan di laboratorium teknik pembakaran ITS dengan kondisi temperatur, tekanan dan kecepatan udara yang digunakan sesuai dengan kondisi setempat dan dianggap konstan.

1.5. Manfaat Penelitian

Hasil dari penelitian diharapkan dapat memberikan manfaat dan kontribusi sebagai berikut:

1. Memberikan informasi tentang optimasi terbaik dalam proses gasifikasi
2. Sebagai kontribusi dalam memanfaatkan energi terbarukan.
3. Penelitian ini dapat membantu mengembangkan teknologi tepat guna.
4. Memanfaatkan pelepah kelapa sawit yang pada umumnya dianggap sebagai limbah pertanian yang tidak berguna menjadi bahan yang berguna.
5. Untuk aplikasi mesin pembakaran dalam ataupun pembangkit listrik skala kecil.

BAB 2

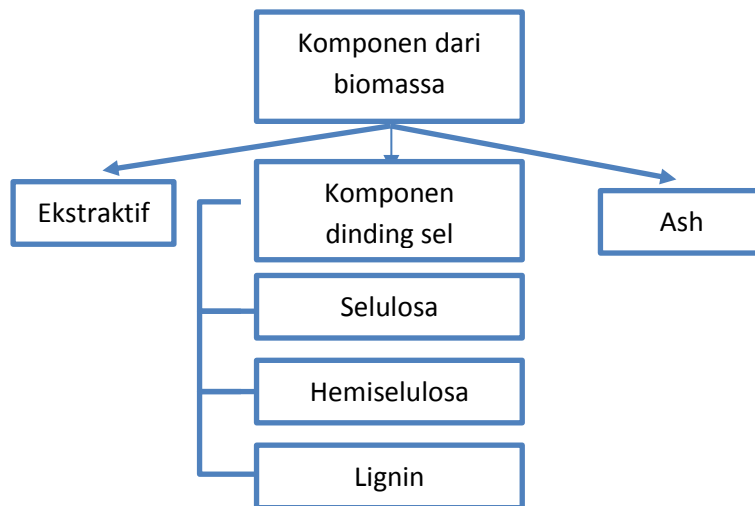
TINJAUAN PUSTAKA

2.1. Biomassa

Biomassa adalah sumber energi terbarukan dan merupakan alternatif yang valid untuk bahan bakar fosil (Molino, 2016). Untuk memanfaatkan potensi energi dari biomassa ini maka diperlukan pemahaman beberapa karakteristik yang dimiliki oleh biomassa yang nantinya akan menentukan karakteristik dari proses gasifikasi dan hasil akhirnya. Karakteristik biomassa ini dapat diketahui dengan melakukan beberapa analisa, yaitu analisa *ultimate* dan *proximate*, analisa densitas, analisa kelembaban, dan analisa nilai kalor. Biomassa terdiri dari campuran bahan organik yang kompleks, kandungan air, dan sejumlah kecil bahan anorganik yang bisa disebut sebagai abu. Campuran organik terdiri dari empat elemen utama: karbon (C), hidrogen (H), oksigen (O), dan nitrogen (N). Analisa *Ultimate* adalah analisa komposisi hidrokarbon dari bahan biomassa, kecuali kandungan air dan abu, dan dinyatakan dalam bentuk persentase berat dari masing-masing elemen unsurnya, sehingga bila dijumlahkan total persentase berat unsur hidrokarbon berikut persentase kandungan air dan abu adalah 100%. Analisa *proximate* menyatakan komposisi biomassa secara global, dalam hal ini adalah komposisi dari kandungan air, *volatile matter*, abu, dan karbon tetap. *Volatile matter* dari biomassa adalah gas terkondensasi atau tidak terkondensasi yang dilepaskan oleh biomassa saat dipanaskan. Jumlahnya tergantung oleh laju pemanasan dan suhu saat biomassa tersebut dipanaskan. Karbon tetap (*fixed carbon*) menyatakan jumlah karbon padat yang tetap berada pada arang dari biomassa saat proses pirolisis setelah terjadinya proses devolatilisasi. Karbon tetap ini juga merupakan parameter penting dalam proses gasifikasi karena sebagian besar proses konversi dari karbon tetap ini menjadi gas menentukan laju dan hasil gasifikasi. Abu (*ash*) merupakan sisa padatan anorganik yang terjadi setelah biomassa terbakar seluruhnya. Kandungan utama dalam abu adalah silika, aluminium, besi dan kalsium. Sejumlah kecil kandungan magnesium, titanium, sodium, dan potasium kemungkinan juga terjadi.

2.2 Komposisi dari biomassa

2.2.1 Struktur dari biomassa



Gambar 2.1 Komponen dari biomassa kayu (Basu, 2013)

Biomassa adalah campuran bahan organik yang kompleks, seperti karbohidrat, lemak, dan protein, yang mencakup sejumlah kecil mineral, misalnya natrium, fosfor, dan besi (Basu, 2013). Biomassa mengandung berbagai jumlah selulosa, hemiselulosa, lignin yang kombinasi ini disebut lignoselulosa dan sejumlah kecil organik lainnya (Abbasi dan Abbasi, 2010). Pada Gambar 2.1 menunjukkan unsur utama biomassa kayu. Selulosa adalah komponen utama bahan lignoselulosa yang merupakan struktur kristal dan non-pati, bagian berserat dari bahan tanaman. Jumlahnya bervariasi dari 33% untuk kebanyakan tanaman dan 90wt% pada kapas. Selulosa adalah polimer rantai panjang dengan polimerisasi tingkat tinggi sekitar 10.000. Struktur ini memiliki kekuatan tinggi dan sangat tidak larut (Basu P., 2010) Diikuti oleh hemiselulosa memiliki struktur amorf acak dengan kekuatan sedikit. Ini adalah struktur rantai cabang dan tingkat polimerisasi yang lebih rendah sekitar 100-200. Hemiselulosa menyebabkan menghasilkan lebih banyak gas dan tar kecil dari selulosa (Milne, T.A. dan Evans R.J., 1998). Lignin adalah polimer aromatik yang disintesis dari prekursor fenil poropanioid (Saidur et al., 2011). Ini adalah bagian integral dari dinding sel sekunder tanaman. Selain itu, lignin adalah agen penyemen untuk serat selulosa yang memegang sel berdekatan. Hal ini sangat tidak dapat larut (Klass, 1998).

2.2.2 Kandungan kadar air (kelembaban)

Kelembaban adalah jumlah air dalam biomassa yang diwakili sebagai persentase berat bahan, misalnya kadar air dari chip kayu hijau sekitar 40-50%, kadar air serbuk gergaji hijau sekitar 40-50%, dan kadar air batubara Untuk perbandingan sekitar 6-10% (Sims, R. EH., 2002). Ketika mempertimbangkan konversi termo-kimia ke biofuel seperti pembakaran, pirolisa, atau gasifikasi, kadar air biomassa lignoselulosa menjadi perhatian penting (Gray et al., 1985). Pengaruh kelembaban diteliti dengan sampel tanah pirolisa dalam reaktor unggun batch menunjukkan hasil untuk meningkatkan hasil char, namun, dalam kasus pembentukan tar telah menekan atau meningkatkan tergantung pada suhu pirolisa dan kadar abu (Acharjee et. Al., 2011). Dalam kasus gasifikasi, batas jumlah kelembaban di sana berguna karena pembangkit uap dapat memperkaya kandungan hidrogen produk dengan reaksi pergeseran gas air. Terlepas dari keuntungan dalam gasifikasi, terlalu banyak kelembaban meningkatkan biaya konversi termo-kimia (Singh, 2004). Selain itu, efisiensi energi yang hilang, terjadi di zona pembakaran, adalah dampak negatif kelembaban terhadap proses termo-kimia (Fagernäs et al., 2010).

2.2.3 Kandungan *volatile matter*

Masalah bahan bakar yang mudah menguap adalah uap yang dapat dikondensasi dan tidak terkondensasi dilepaskan saat bahan bakar dipanaskan pada suhu rendah. Jumlah unsur volatil bergantung pada laju pemanasan dan suhu yang dipanaskan (Basu, 2013).

2.2.4 Karbon tetap

Karbon tetap mewakili karbon padat dalam biomassa yang tertinggal dalam proses pirolisa setelah devolatilisasi. Karbon tetap terdiri dari karbon elementer pada bahan bakar aslinya, residu karbon terbentuk saat pemanasan. Karena FC bergantung pada jumlah VM, maka tidak ditentukan secara langsung. Fixedcarbon dalam bahan bakar ditentukan dari persamaan berikut, di mana M, VM, dan ASH mewakili untuk uap air, bahan mudah menguap dan abu. Untuk analisis gasifikasi, FC adalah parameter yang signifikan, karena pada gasifiers, konversi karbon tetap menjadi gas menentukan gasifikasi laju dan hasilnya.

Reaksi konversi ini, yang paling lambat, digunakan untuk menentukan ukuran gasifier (Basu, 2013).

2.2.5 Kandungan abu (ash)

Abu, residu padat, adalah rincian kimia dari bahan bakar biomassa yang dihasilkan oleh pembakaran sempurna di udara. Ash, termasuk jumlah bahan anorganik (0,1-46wt%, rata-rata 7%, berdasarkan sifat kering), yang terdiri dari berbagai spesies mineral minor dan aksesori dan mineralogis yang tidak mengkristal dari berbagai kelompok dan kelas mineral, seperti silika, aluminium, besi, Dan kalsium kecil (Basu, 2013), serta beberapa fase anorganik amorf. Kandungan abu biomassa mempengaruhi biaya penanganan dan pengolahan biaya konversi energi biomassa secara keseluruhan. Dalam proses konversi termokimia, komposisi kimia abu dapat menimbulkan masalah operasional yang signifikan. Hal ini terutama berlaku untuk proses pembakaran, dimana abu dapat bereaksi membentuk terak, fase cair terbentuk pada suhu tinggi, yang dapat mengurangi throughput tanaman dan menghasilkan biaya operasi yang meningkat (Vassilev et al., 2013).

2.3 Teknologi Konversi Biomassa

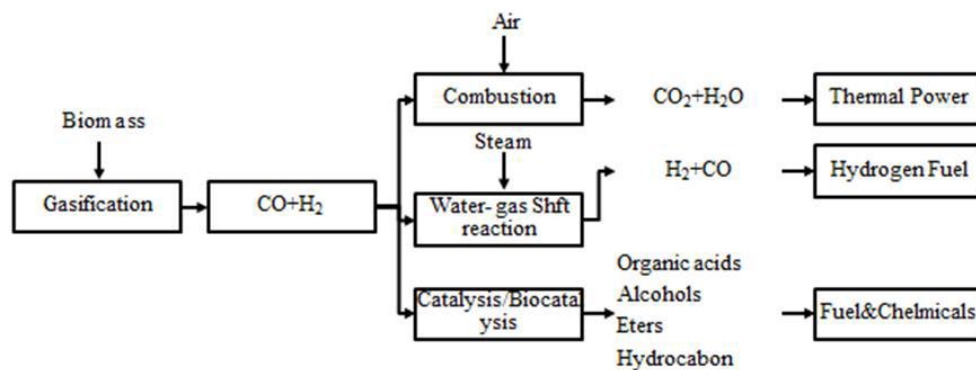
Biomassa memiliki potensi besar sebagai bahan baku terbarukan untuk menghasilkan berbagai bentuk energi. Selain itu, teknologi konversi yang efisien perlu dimanfaatkan untuk mengubah bahan baku biomassa menjadi biofuel agar dapat bersaing dengan sumber energi fosil. Oleh karena itu, memilih pendekatan yang sesuai mengarah pada produksi optimal (Yılmaz dan Selim, 2013). Konversi biomassa dapat dibagi menjadi dua proses utama teknologi (1) proses termokimia dan (2) proses biokimia.

Dalam proses biokimia, molekul biomassa dipecah menjadi molekul yang lebih kecil oleh bakteri atau enzim. Terlepas dari proses ini yang jauh lebih lambat daripada proses termokimia, ia tidak menginginkan banyak energi eksternal. Tiga rute utama untuk proses biokimia adalah pencernaan (anaerob dan aerobik), fermentasi, enzimatik atau hidrolisis asam.

Dalam proses termo-kimia, biomassa diubah menjadi gas campuran, yang kemudian disintesis menjadi bahan kimia yang diinginkan atau digunakan secara langsung. Produksi energi panas merupakan pendorong utama rute konversi ini yang memiliki empat jalur luas yaitu pembakaran, pirolisa, gasifikasi, pencairan (Basu, 2013).

2.3.1 Gasifikasi

Gasifikasi adalah teknologi yang biasanya digunakan saat ini untuk mengekstraksi energi dari biomassa. Gambar 2.2 menunjukkan bahwa salah satu fitur gasifikasi yang paling menarik adalah fleksibilitas penerapannya, termasuk pembangkit tenaga termal, produksi hidrogen, sintesis bahan bakar, dan bahan baku kimia. Banyak jenis proses gasifikasi biomassa telah dikembangkan dengan memperlakukan berbagai bahan dan menghasilkan campuran energi atau produk kimia.



Gambar 2.2 beberapa pilihan dari gasifikasi biomassa menjadi energi panas, bahan bakar, dan bahan kimia

Selain itu, gasifikasi adalah proses transformasi termokimia dari bahan bakar padat atau cair berkarbonasi menjadi bahan bakar gas atau stok makanan kimia melalui banyak reaksi kimia yang tercantum dalam Tabel 2.1 dengan jumlah udara dan suhu yang terkendali. Produk gas adalah campuran kaya energi dari H₂, CO, CO₂, dan sejumlah kecil CH₄, C₂H₄ dan kotoran lainnya, seperti senyawa nitrogen, sulfur, alkali dan tars. Hasil gasifikasi udara ke produk dengan nilai pemanasan rendah sampai sedang (4-7 MJ / Nm³), sedangkan gasifikasi

dengan oksigen atau uap cocok untuk produk dengan nilai pemanasan medium (10-14 MJ / Nm³). Ketika uap digunakan, lebih banyak hidrogen dihasilkan dari reaksi reformasi metana yang menyebabkan aliran produk dengan nilai pemanasan lebih tinggi. Meskipun demikian, gasifikasi dengan uap memerlukan suhu operasi yang lebih tinggi untuk penguapan air sehingga menjadikannya alternatif yang lebih mahal. Oleh karena itu, penggunaan campuran udara / uap dengan rasio inlet variabel berguna untuk lebih memanfaatkan manfaat dari masing-masing gas fluidisasi (Skoulou et al., 2008).

Tabel 2.1 Reaksi kimia gasifikasi biomassa (Sutton et al., 2001)

Reaksi	Reaksi	ΔH 298, MJ/mol
1. Partial oxidation of solid carbon	$C + 0.5O_2 = CO$	-111
2. Complete oxidation of solid carbon	$CO + O_2 = CO_2$	+402
3. Oxidation of hydrogen	$H_2 + 0.5O_2 = H_2O$	-242
4. Water gas reaction	$C + H_2O = CO + H_2$	+131
5. Boudouard reaction	$C + CO_2 = 2CO$	+172
6. Methanation reaction	$C + 2H_2 = CH_4$	-75
7. Methanation reaction	$CO + 3H_2 = CH_4 + H_2O$	-206
8. Methanation reaction	$CO_2 + 4H_2 = CH_4 + 2H_2O$	-165
9. Water gas shift reaction	$CO + H_2O = CO_2 + H_2$	-41

2.3.2 Prinsip Gasifikasi

Meskipun gasifikasi dan pembakaran terkait erat dengan proses termo-kimia, ada perbedaan penting di antara keduanya. Gasifikasi merubah energi menjadi ikatan kimia dalam gas produk; Pembakaran menghancurkan ikatan tersebut untuk melepaskan energi. Dalam pembakaran, udara berlebih dipasok dan partikel bahan bakar ditahan di reaktor untuk waktu tinggal yang cukup untuk oksidasi lengkap pada gas buang yang tidak mudah terbakar (H_2O dan CO_2), sedangkan gasifikasi, udara substoikiometri yang hanya cukup untuk gasifikasi agar menghasilkan gas yang mudah terbakar (Natarajan et al., 1998)

Reaksi utama gasifikasi adalah endotermik dan energi yang diperlukan untuk terjadinya proses tersebut, umumnya, didapat dari proses oksidasi yang merupakan bagian dari biomassa, melalui fase *allo-thermal* atau *auto-thermal*. Dalam proses *auto-thermal*, *Gasifier* dipanaskan secara internal melalui

pembakaran parsial, sementara dalam proses *allo-thermal* energi yang dibutuhkan untuk gasifikasi disuplai secara eksternal. Mengingat sistem *auto-thermal*, gasifikasi dapat dilihat sebagai urutan dari beberapa tahapan. Langkah-langkah utama dari proses gasifikasi adalah:

- (1) Oksidasi (tahap eksotermal).
- (2) Pengeringan (tahap endotermik).
- (3) Pirolisis (tahap endotermik).
- (4) Reduksi (tahap endotermik).

Langkah tambahan, yang terdiri dari dekomposisi tar, dapat juga termasuk dalam rangka untuk menjelaskan pembentukan hidrokarbon ringan karena dekomposisi molekul tar besar.

➤ Oksidasi

Oksidasi merupakan bagian dari biomassa yang diperlukan untuk memperoleh energi panas yang dibutuhkan untuk proses endotermik, untuk menjaga suhu operasi pada nilai yang diperlukan. oksidasi dilakukan dalam kondisi kekurangan oksigen sehubungan dengan rasio stoikiometri untuk mengoksidasi hanya sebagian dari bahan bakar. Meskipun oksidasi parsial melibatkan semua spesies karbon (termasuk tar), adalah mungkin untuk menyederhanakan sistem dengan mempertimbangkan bahwa hanya char dan hidrogen yang terkandung dalam *syngas* yang berpartisipasi dalam reaksi oksidasi parsial. Reaksi utama yang berlangsung selama fase oksidasi adalah sebagai berikut:



Produk utama berupa energi panas yang sangat diperlukan untuk seluruh proses, sedangkan produk pembakaran merupakan campuran gas CO, CO₂ dan air.

➤ Drying/ Pengeringan

Tingkat pemanasan dan pengeringan adalah langkah pertama gasifikasi, yang mengubah kadar air biomassa, yang mengandung kayu segar

berkisar antara 30-60%. Kandungan air dalam biomassa dikurangi oleh energi dari gasifier untuk menguapkan air, dan itu tidak dapat dipulihkan. Proses pemanasan dan pengeringan dimulai pada permukaan luar partikel biomassa dan kemudian berlanjut ke arah pusat. Pengeringan terjadi pada suhu sekitar 100-200⁰ C dengan menurunkan kadar air biomassa menjadi kurang dari 10-15%.. Reaksi yang terjadi diperlihatkan seperti dibawah ini:

Kadar air bahan baku+Panas→ bahan baku kering + H₂O

➤ Pirolisis

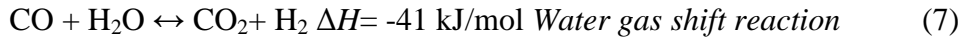
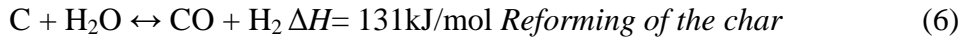
Pirolisis adalah proses dekomposisi termal dari bahan bakar biomassa tanpa oksigen/udara. Produk yang dihasilkan berupa arang padat, uap air dan gas volatil (CO, CO₂, CH₄, H₂O_(g), tar). Selama proses pirolisis ketika suhu meningkat menjadi 300⁰C terjadi pengurangan berat molekul selulosa terutama amorf, dimulai dengan terbentuknya karbonil dan gugus karboksil radikal. Karbonmonoksida dan karbondioksida juga terbentuk selama proses reduksi. Ketika suhu naik diatas 300⁰C, selulosa kristal akan terurai dengan pembentukan char, tar, dan gas. Hemiselulosa akan didekomposisi menjadi polimer larut dengan pembentukan gas yang mudah menguap, char, dan tar. Lignin akan terurai pada suhu yang lebih tinggi mulai 300-500⁰C dan membentuk metanol, asam asetat, air dan aseton. Oleh karena itu, pirolisis biomassa berlangsung pada kisaran suhu 125-500⁰C dan hidrokarbon mengembun dalam bentuk tar. seperti pada langkah pengeringan, panas yang dibutuhkan berasal dari tahap proses oksidasi. Skematik proses pirolisis dapat dilihat pada keseluruhan reaksi berikut:

Biomassa kering + panas→ Gas volatil + Tar + Char (endotermik) (4)

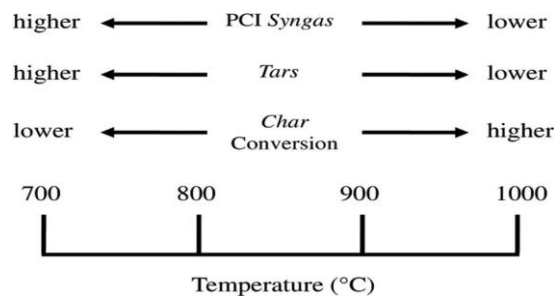
➤ Reduksi

Langkah reduksi melibatkan semua produk dari tahap sebelumnya dari pirolisis dan oksidasi, campuran gas dan arang bereaksi satu sama lain sehingga pembentukan akhir berupa energi kimia dan *syngas*. Proses reduksi terjadi secara endotermik untuk menghasilkan produk-produk yang mdah

terbakar seperti CO, H₂, dan CH₄. Reaksi utama yang terjadi pada langkah reduksi adalah:



Reaksi (5 dan 6) adalah endotermik, sementara reaksi (7 dan 8) adalah eksotermik; Namun, kontribusi kedua *Boudouard Reaction* (5) dan reformasi arang (6) membuat langkah reduksi endotermik global, dan kemudian seluruh langkah membutuhkan energi dari reaksi oksidasi. Reaksi (5-8) adalah reaksi kesetimbangan kimia dan karena itu produk dan reaktan dapat berdampingan dan mempertahankan konsentrasi rasio seperti yang didefinisikan oleh hukum kesetimbangan termodinamika. Secara umum, dapat dinyatakan bahwa Reaksi endotermik (5 dan 6) lebih diunggulkan (kondisi keseimbangan bergeser ke arah pembentukan produk) saat suhu meningkat, sementara Reaksi (7 dan 8) diunggulkan pada suhu rendah. Suhu di mana langkah reduksi dilakukan memiliki peranan penting dalam menentukan komposisi *syngas*, dan karena itu karakteristiknya (heating value yang lebih rendah, kehadiran tar). suhu tinggi meningkatkan oksidasi *char* (mengurangi residu padat pada prosesnya) dan mengurangi pembentukan tar. Di sisi lain hal tersebut meningkatkan risiko abu yang melekat dan mengurangi kandungan energi dari *syngas*. Suhu reduksi adalah parameter kunci dari proses keseluruhan, menentukan karakteristik residu padat dan dari *syngas* itu. Efek ini dirangkum dalam Gambar 2.4.

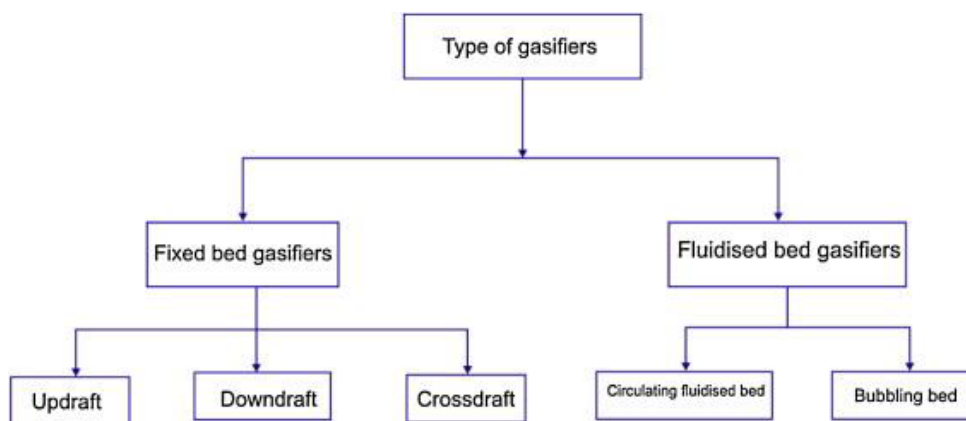


Gambar 2.4 Pengaruh proses suhu pada karakteristik *syngas*

Pengaruh suhu pada proses gasifikasi seluruhnya telah menyebabkan pengembangan beberapa solusi teknologi, masing-masing ditandai dengan komposisi *syngas* yang berbeda dan jumlah residu padat yang berbeda. Kisaran suhu khusus untuk proses gasifikasi telah dikembangkan pada skala penuh adalah 800-1100° C, sedangkan pada proses gasifikasi yang menggunakan oksigen, suhu proses berada di kisaran 500-1600 °C.

2.3.3 Tipe Reaktor Gasifikasi

Kebanyakan gasifiers dirancang sebagai proses aliran tetap daripada operasi batch. Aliran bahan baku melalui reaktor dan mencampurnya dengan udara dan oksigen (untuk gasifiers oksidasi parsial), atau dengan pembawa panas (untuk gasifiers yang dipanaskan secara tidak langsung), dapat dilakukan dengan berbagai cara (Brown, R.C., 2011). Gasifiers dikategorikan sebagian besar berdasarkan mode kontak gas-solid dan medium gasifikasi. Satu jenis gasifier belum tentu cocok untuk kapasitas gasifikasi yang lengkap, namun ada rentang pemanfaatan yang sesuai untuk masing-masingnya. Gambar 2.4 menunjukkan klasifikasi gasifier.

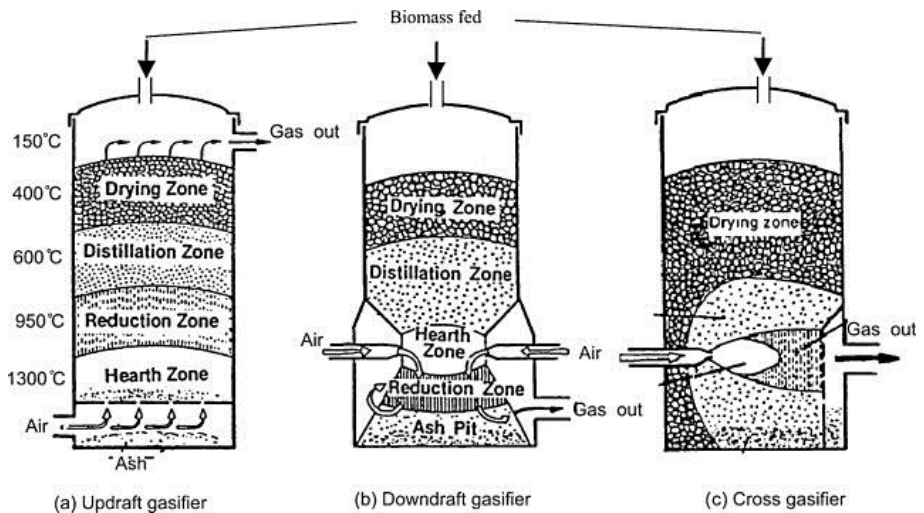


Gambar 2.5 Klasifikasi tipe reaktor gasifikasi

2.3.3.1 Fixed Bed Gasifier

Fixed bed gasifier adalah jenis gasifier tertua dan telah dikembangkan untuk aplikasi skala kecil. Fixed bed gasifier juga disebut Moving Bed Reaktor karena bahan bakar tersebut didukung pada parut dan

bergerak turun di gasifier sebagai steker. Ada tiga tipe utama fixed bed di bawah yang ditunjukkan pada Gambar 2.5.



Gambar 2.5 Fixed bed gasifier (Panwar et al., 2012)

➤ Reaktor *updraft*

Gasifiers Updraft adalah desain tertua dan paling sederhana dari semua desain. Bahan biomassa perlahan bergerak untuk memasuki bagian atas gasifier updraft ke dalam gerbong kunci. Saat bergerak dalam aliran berlawanan ke udara atau oksigen, ia melewati tahap pengeringan, devolatilisasi, dan pembakaran karat. Di bagian bawah gasifier, arang dan abu yang tidak terbakar keluar dari perapian yang berputar di dasar gasifier. Udara atau oksigen memasuki bagian bawah gasifier direaksikan dengan char di zona pembakaran untuk membentuk CO, CO₂, dan H₂O pada suhu sampai 1200 ° C (Brown, R.C., 2011). Desain aliran balik gasifier updraft menghasilkan sejumlah besar tars dalam gas produk, yang merupakan masalah besar untuk menempel pada pipa dan ke penukar panas, menghentikan operasi kontinyu.

➤ Reaktor *downdraft*

Dalam gasifier downdraft, bahan biomassa memasuki bagian atas gasifier dan mengalir ke bawah ke bawah. Daerah reaksi berbeda dengan gasifiers updraft. Uap dan oksigen, atau udara dimasukkan ke bagian bawah gasifier dengan biomassa. Produk pirolisa dan pembakaran mengalir ke bawah. Sejak saat itu pada kedua gas dan padatan (char dan

abu) bergerak turun secara paralel meskipun reaktor. Karena gas yang dihasilkan antara pirolisis dapat dibakar di dalam gasifikasi, oleh karena itu, energi panas disediakan oleh zona pembakaran. Keuntungan dari gasifikasi downdraft adalah bahwa volatil yang dilepaskan selama pemanasan bertahap biomassa harus melewati zona pembakaran char suhu tinggi (800-1200°C) dimana tars cepat dan efisien retak. Kandungan air biomassa untuk gasifier downdraft harus kurang dari 20% untuk mencapai suhu yang cukup tinggi untuk memecahkan tars (Brown, R.C., 2011).

➤ Reaktor *cross draft*

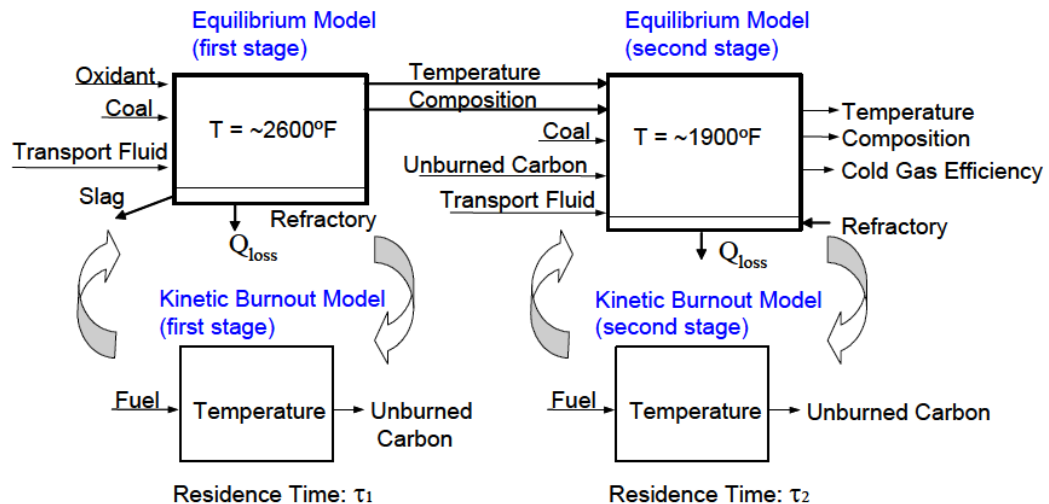
beban yang mengikuti kemampuan reaktor *cross draft* sedikit baik karena zona parsial terkonsentrasi yang beroperasi pada suhu sampai 2000°C. Waktu mulai (5-10 menit) jauh lebih cepat daripada jenis gasifier seperti unit downdraft dan updraft. reaktor *cross draft* cocok untuk bahan bakar abu rendah seperti kayu, arang, dan kokas. Pengaruh suhu yang lebih tinggi menghasilkan kualitas gas produser yang meningkatkan jumlah komposisi gas seperti karbon monoksida tinggi, dan kandungan hidrogen dan metana rendah saat bahan bakar kering diselidiki (Panwar, Kothari et al., 2012).

2.4 Reaktor gasifikasi masukan udara bertingkat

Masukan udara bertingkat merupakan suatu metode primer yang diaplikasikan pada reaktor *downdraft* yang bertujuan untuk mengurangi kandungan tar dan meningkatkan kualitas gas mampu bakar dalam proses gasifikasi dengan menambahkan masukan udara pada reaktor. Secara teori proses tahapan gasifikasi masukan udara bertingkat sama dengan masukan udara tunggal, perbedaannya hanya pada kenaikan temperatur ketika udara di injeksikan di zona pirolisis. Hal ini memungkinkan peningkatan retak termal karena suhu tinggi. Hipotesa sementara produk yang dihasilkan di zona pirolisis ini berupa volatil gas, char dan free tar. Dianggap free tar maksudnya disini bahwa ketika suhu di zona pirolisis tercapai (maksimal 700 °C) tar di zona

pirolisis terurai semuanya walaupun pada dasarnya masih ada tar yang terkandung dalam gas.

Pada prinsipnya, reaktor gasifikasi masukan udara bertingkat dioperasikan dengan tahap pertama sebagai zona pembakaran yang menyediakan panas yang diperlukan untuk mendorong reaksi gasifikasi endotermik pada tahap kedua menjadi reduksi. Tahap pertama dioperasikan mendekati stoikiometri, sedangkan bahan bakar yang tersisa diperkenalkan pada tahap kedua dengan oksidan sangat kecil atau tidak ada. Dalam model dua tahap, injeksi bahan bakar bertahap mudah dikontrol. Pengulangan dilanjutkan pada tahap pertama antara model burnout, equilibrium, dan perpindahan panas partikel sampai suhu keluar telah terkonvergensi (Gambar 2.6)



Gambar 2.6 Skema masukan udara bertingkat dan proses aliran dalam reaktor gasifikasi

Beberapa penelitian sebelumnya (Indian Institute of Science-IISc), (Sudarmanta. B. 2009), (Bhattacharya *et al.* 1998), Bui *et al.* 1995), dan (Andrade *et al.* 2007) memperlihatkan masukan udara bertingkat ini terletak di saluran bagian atas reaktor sebagai masukan udara pertama dimana bahan baku teroksidasi dimana sebagian energi dibutuhkan untuk proses *drying* dan pirolisis. Tahap masukan udara kedua adalah ditengah reaktor tepatnya di zona oksidasi untuk membantu dekomposisi tar dalam senyawa ringan.

Masukan udara bertingkat yang berbeda disajikan (Martinez *et al.* 2011), Jaojaruek *et al.* 2012), (Raman *et al.* 2012), dan (Galiando *et al.* 2014).

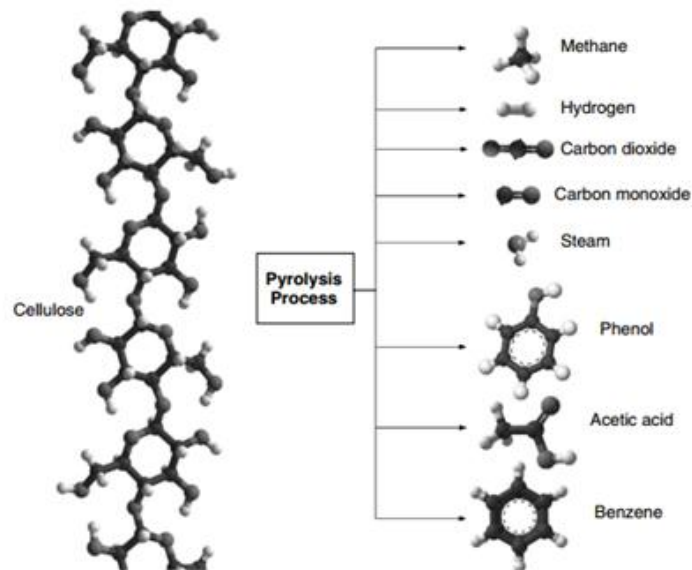
Masukan udara pertama terletak di zona oksidasi dan masukan udara kedua di zona pirolisis. Beberapa alasan dikemukakan berdasarkan hasil penelitian, mengapa mereka memilih zona pirolisis sebagai tambahan masukan udara. Menurut (Galindo, A.L *et al*, 2014) ketika *gasifier* hanya dioperasikan dengan masukan udara tunggal, suhu *drying*, pirolisis, dan reduksi hanya bergantung pada panas yang dilepaskan oleh zona oksidasi. Kemudian, menurut (Jarungthammachote, S, *et al*, 2012) uap tar yang terbentuk pada tahap pertama akan melewati tahap kedua dimana secara efektif akan terjadi retak tar ditahap kedua karena suhu tinggi. Hal ini dikarenakan panas dari zona pirolisis dikombinasikan dengan panas dari zona oksidasi. Selain itu juga, keuntungan devolatilisasi biomassa yang terjadi pada zona pirolisis menghasilkan senyawa yang lebih ringan sehingga retak tar lebih mudah saat melewati zona pembakaran (Martinez, J.D. *et al*, 2011). Penelitian lainnya mengungkapkan pada zona pirolisis menghasilkan gas yang mudah menguap, arang, dan tar dari bahan baku biomassa. Dengan adanya masukan udara sekunder (zona pirolisis) membantu untuk mengoksidasi gas yang mudah menguap seperti halnya pembakaran parsial arang. Hal ini akan membantu meningkatkan reaksi gasifikasi dan menghindari tar dalam gas dengan mekanisme retak termal (Nhuchhen, D.R, *et al* 2012).

Dari beberapa pernyataan peneliti diatas dapat disimpulkan bahwa dengan adanya tambahan masukan udara kedua di zona pirolisis, bisa menghasilkan panas untuk dirinya sendiri dan bisa meningkatkan suhu di zona oksidasi sehingga menguntungkan termal cracking yang menyebabkan peningkatan produksi bahan bakar gas dan penurunan kadar tar.

2.4.1 Pirolisis

Pirolisis adalah dekomposisi termokimia biomassa menjadi berbagai produk yang berguna, baik dalam ketiadaan total agen oksidasi atau dengan pasokan yang terbatas yang tidak mengizinkan gasifikasi ke tingkat yang cukup. Selama pirolisis, molekul hidrokarbon kompleks besar biomassa terurai menjadi molekul yang relatif lebih kecil dan sederhana dari gas, cair, dan char (Gambar

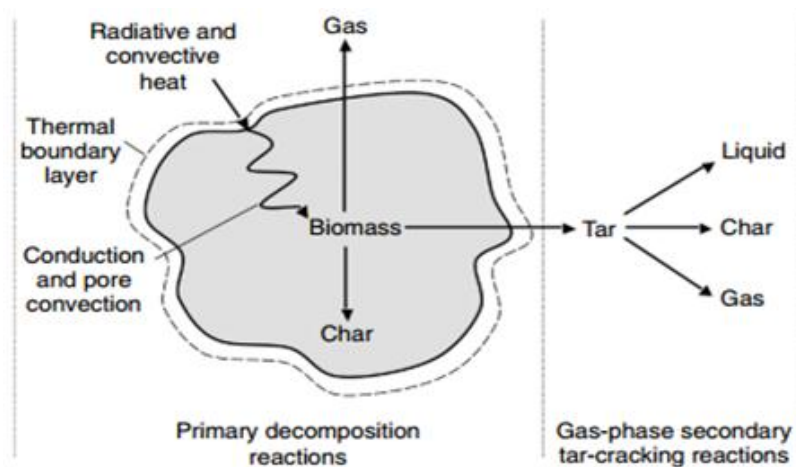
3.1). Proses proses seperti retak, devolatilisasi, karbonisasi, distilasi kering, distilasi, dan thermolysis, suhu relatif rendah 300 sampai 650 ° C.



Gambar 2.7 Proses dekomposisi dari molekul hidrokarbon yang besar sampai yang terkecil selama proses pirolisis

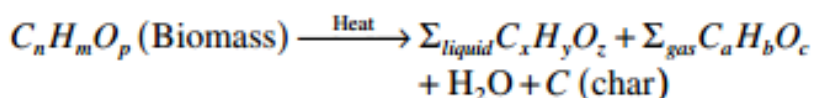
➤ Produk pirolisis

Sifat produk tergantung pada beberapa faktor, termasuk suhu pirolisis dan tingkat pemanasan.

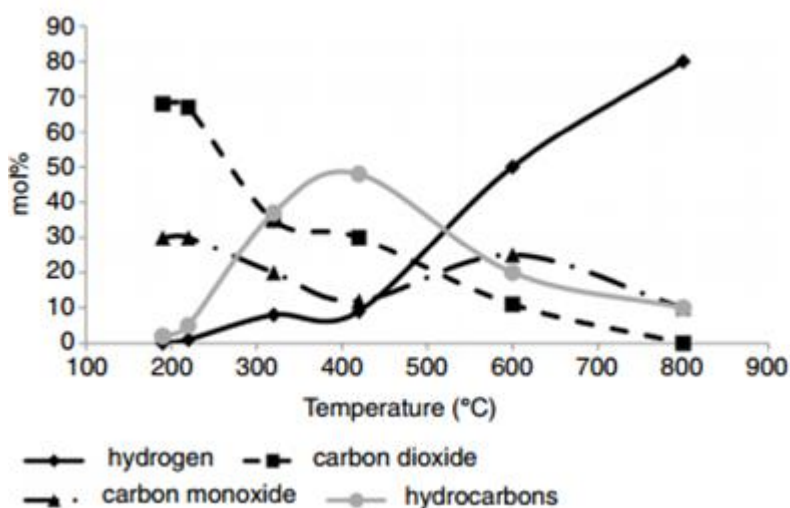


Gambar 2.8 Pirolisis dalam partikel biomassa

Produk awal dari pirolisis adalah gas terkondensasi dan arang padat. Gas terkondensasi dapat memecah lebih lanjut menjadi gas *noncondensable* (CO, CO₂, H₂, dan CH₄), cair, dan char (Gambar 3.4). Dekomposisi ini terjadi sebagian melalui reaksi homogen fase gas dan sebagian melalui fase reaksi termal heterogen gas solid. Dalam reaksi fase gas, uap terkondensasi retak menjadi molekul yang lebih kecil dari gas permanen noncondensable seperti CO dan CO₂.



Selama pirolisis, partikel bahan bakar dipanaskan pada tingkat yang ditentukan dari ambien untuk suhu maksimum, yang dikenal sebagai suhu pirolisis. Bahan bakar yang ditahan di sana sampai proses selesai. Suhu pirolisis mempengaruhi baik komposisi dan hasil produk. Gambar 3.6 adalah contoh bagaimana, selama pirolisis dari biomassa, pelepasan berbagai perubahan produk gas dengan temperatur yang berbeda. Kita bisa melihat bahwa suhu yang dirilis bervariasi untuk setiap konstituen gas berbeda



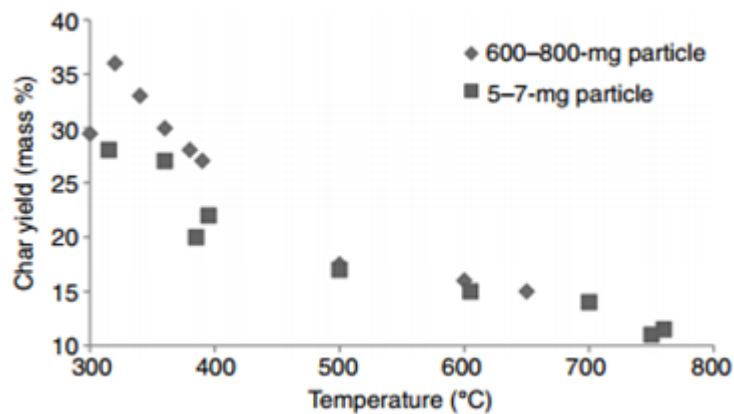
Gambar 2.9 Pelepasan gas selama distilasi pada kayu

Pada masukan udara bertingkat, pirolisis diberi masukan udara yang menyebabkan suhu meningkat. Hal ini dapat dilihat pada gambar 2.10, sangat

memungkinkan jika masukan udara dizona pirolisis bisa meningkatkan komposisi gas.

1. Untuk kandungan gas hidrogen (H_2) meningkat seiring dengan meningkatnya suhu
2. Gas CO meningkat dalam rang 400-600 setelah itu mengalami penurunan.
3. CO_2 menurun ketika suhu meningkat

Jumlah char yang dihasilkan juga tergantung pada suhu pirolisis. Suhu rendah menghasilkan lebih banyak arang; suhu tinggi mengakibatkan kurang. Gambar 3.7 menunjukkan bagaimana jumlah char yang dihasilkan dari pirolisis dari partikel kayu birch menurun dengan meningkatnya suhu.



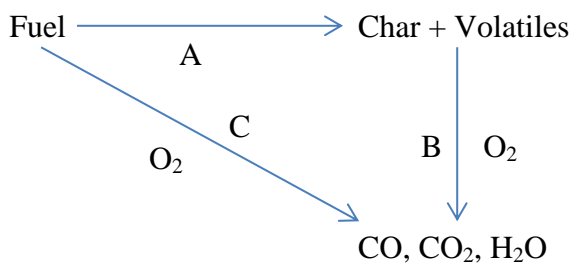
Gambar 2.10 Hasil arang dari pirolisis menurun dengan peningkatan suhu

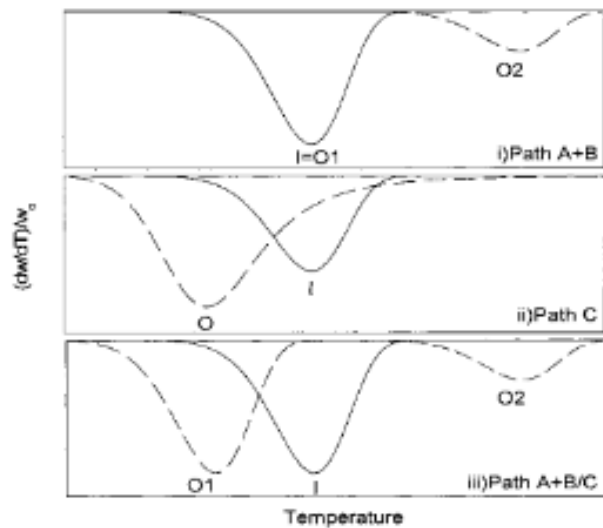
Untuk memaksimalkan produksi arang, menggunakan tingkat lambat pemanasan ($<0,01-2,0\text{ }^{\circ}\text{C} / \text{s}$), suhu akhir rendah, dan waktu tinggal gas yang lama. Untuk memaksimalkan hasil cair, menggunakan tingkat tinggi pemanasan, mendatang tempera akhir moderat ($450-600\text{ }^{\circ}\text{C}$), dan waktu tinggal gas singkat. Untuk memaksimalkan produksi gas, menggunakan tingkat yang lambat pemanasan, final mendatang tempera tinggi ($700-900\text{ }^{\circ}\text{C}$), dan waktu tinggal gas yang lama. Produksi arang melalui karbonisasi menggunakan norma pertama. Pirolisis cepat menggunakan keduanya untuk memaksimalkan hasil cair. Norma ketiga digunakan ketika produksi gas untuk dimaksimalkan.

2,4,2 Oksidatif Pirolisis

Proses pirolisis pada masukan udara bertingkat berbeda dengan masukan udara tunggal. Pada kondisi satu tingkat masukan udara, proses pirolisis beroperasi di bawah kondisi tanpa oksigen sedangkan pada kondisi dua-tahap proses pirolisis mendapat masukan udara atau bekerja pada oksidatif yang lingkungan atau disebut pirolisis oksidatif. Berdasarkan penelitian (J. Adoukpe, 2009). Kondisi pirolisis dalam lingkungan oksidatif akan meningkatkan laju polimerisasi komponen biomassa. Selain komponen aromatik, oksigen dapat meningkatkan hasil gas yang mudah menguap dan meningkatkan tingkat konversi biomassa. Kondisi ini juga mempengaruhi komponen anorganik seperti belerang, jumlahnya juga bisa dikurangi secara signifikan (Fang, 2006). Oksidatif pirolisis juga dapat digunakan sebagai sarana untuk mencapai kondisi auto-termal di pirolisis konvensional. Ketika pirolisis dilakukan pada auto kondisi termal itu tidak memerlukan masukan energi eksternal, energi yang dihasilkan dari proses pirolisis dapat mempertahankan reaktor pada suhu yang diinginkan.

Kerangka teori yang ditunjukkan oleh gambar dibawah (senneca O *et al*, 2002) menunjukkan dua jalur ekstrim dari konversi bahan bakar padat pada kondisi oksidasi atmosfer adalah memungkinkan. Yang pertama hanya menunjukkan urutan tahapan dari degradasi termal dari material (pyrolisis; reaksi A) diikuti dengan pembakaran bahan yang mudah menguap (*volatile*) dan arang dihasilkan dari proses pirolisis (reaksi B). Jalur lain menunjukkan oksidasi heterogen langsung di tempat (reaksi C) dari karbon tetap dan bahan yang mudah menguap yang pada akhirnya menghasilkan produk pembakaran. Seberapa dekat konversi aktual dari setiap jalur ekstrim tergantung pada sifat dari bahan bakar padat dan pada kondisi operasi (ukuran partikel, temperatur, dan tekanan parsial oksigen).





Gambar 2.11 Kerangka teoritis: pola DTG (differential thermogravimetry) berdasarkan kasus yang berbeda antara pirolisis kondisi oksidatif dan *inert* (Senneca et al, 2002)

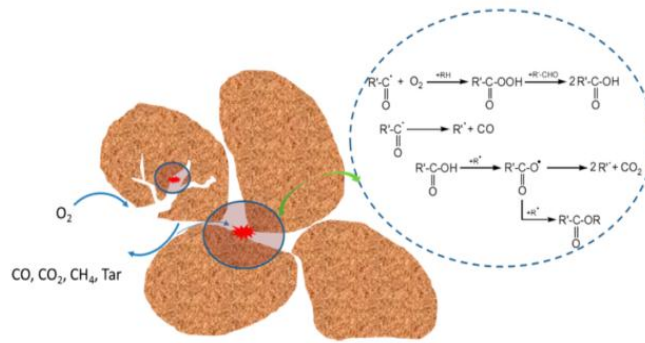
Jalur kinetik yang relevan untuk sebuah bahan bakar yang diberikan dapat diinvestigasi dengan membandingkan antara kurva derivatif yang diperoleh dari analisa *thermogravimetry* untuk kondisi *inert* dan oksidatif (masing-masing I-DTG dan O-DTG). Tekniknya dijelaskan pada gambar diatas. Untuk menyederhanakan pembacaan, bahan bakar yang menunjukkan pola satu puncak pada nitrogen adalah yang benar-benar dipertimbangkan. Berdasarkan hal tersebut ketika bahan bakar dipanaskan pada kondisi atmosfer *inert*, diagram I-DTG menunjukkan satu puncak. Ketika bahan bakar yang sama dipanaskan dengan adanya oksigen, akan memungkinkan tiga situasi yang berbeda :

1. Kurva O-DTG menunjukkan dua puncak. Yang pertama dilambangkan sebagai O1, sepenuhnya tumpang tindih dengan puncak I-DTG. Yang kedua, dilambangkan sebagai O2, berhubungan dengan *char combustion*. Pola ini sama dengan reaksi A – B
2. Kurva O-DTG menunjukkan hanya satu puncak yang luas, berhubungan dengan puncak pirolisis yang didahului oleh kondisi *inert*, ditunjukkan dengan bentuk yang berbeda. Ia melambangkan sebagai O pada gambar diatas. Ini adalah pola yang sama dengan reaksi jalur C.

3. Kurva O-DTG menunjukkan dua puncak, ditunjukkan sebagai O1 dan O2. Puncak pertama berhubungan dengan puncak I-DTG, ditunjukkan dengan bentuk yang berbeda. Puncak yang kedua pada temperatur yang tinggi berhubungan dengan *char combustion*. Pola ini sama dengan sebuah jalur reaksi yang menengah antara dua kasus ekstrem dari reaksi C dan reaksi A – B.

Hasil penelitian [Shanhui Zhao *et al*, 2014] dan [Milhe *et al*, 2013] sama-sama memberikan kesimpulan bahwa oksigen meningkatkan hasil CO dan CH₄ pada rentang temperatur 300-400⁰C. Dengan peningkatan temperatur diatas 400⁰C hasil CO dan CH₄ tetap konstan, yang artinya kandungan CO dan CH₄ hanya sedikit yang dilepaskan. Tidak seperti CO dan CH₄, hasil CO₂ meningkat seiring dengan peningkatan temperatur pada keadaan oksidatif udara meskipun temperatur sudah diatas 700⁰C. Sedangkan apabila dibandingkan dengan pirolisis pada kondisi *inert* tidak banyak CO₂ yang dilepaskan setelah temperatur 500⁰C, hal ini terjadi karena mungkin oksigen bereaksi dengan arang dan membentuk CO₂. Dalam semua kondisi hasil CO₂ lebih dominan dibandingkan dengan CO dan CH₄. Hasil CO, CO₂, CH₄, dan H₂ adalah empat komponen utama gas permanen dari pirolisis *autothermal* dan *allothermal* dan semua komponen ini meningkat apabila proses pirolisis terjadi dalam lingkungan oksidatif dan *autothermal*.

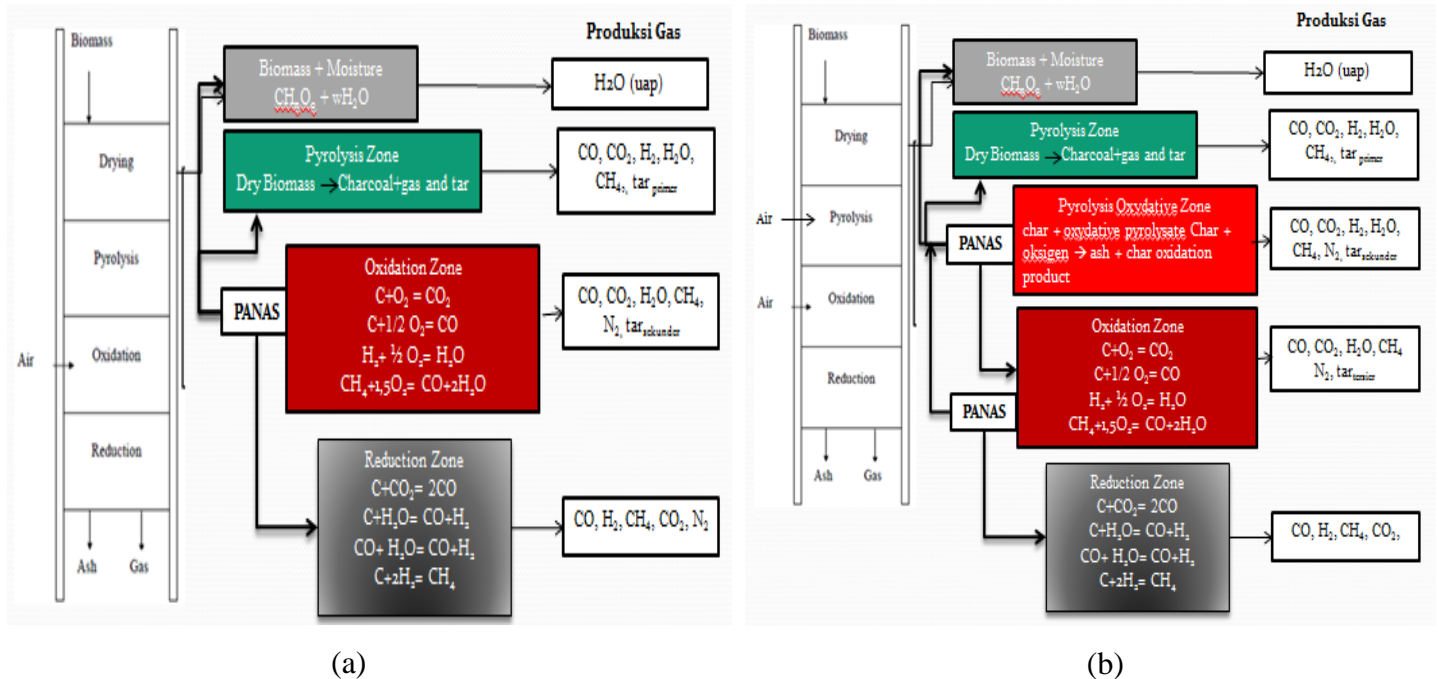
Pirolisis dalam kondisi oksidatif menyebabkan lapisan bahan bakar untuk membakar dan membentuk permukaan pengapian stabil di bawah lapisan permukaan. Kondisi oksidatif juga menurunkan hasil kondensat organik dan meningkatkan hasil gas permanen seperti CO dan CO₂. Oksidasi heterogen (Gambar. 1) dari biomassa padat menunjukkan bahwa oksigen berdifusi dalam pori-pori partikel dan diserap oleh kelompok-kelompok fungsional partikel padat. Pembentukan kelompok fungsional reaktif akan meningkatkan degradasi bahan bakar padat untuk melepaskan gas permanen dan kondensat organik (M. Milhé, 2013).



Gambar 2.12 oksidatif pirolisis partikel bahan bakar padat

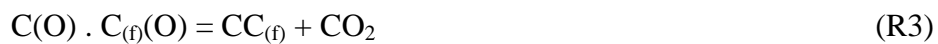
Tahapan Reaksi Gasifikasi masukan udara tunggal dan bertingkat

Tahapan reaksi gasifikasi merupakan tahapan reaksi untuk setiap zona gasifikasi. untuk masukan udara tunggal terdiri dari drying, pirolisis, oksidasi dan reduksi, sedangkan untuk masukan udara bertingkat ditambahkan zona oksidatif pirolisis. Gambar 2.13 memperlihatkan tahapan reaksi gasifikasi pada masukan udara tunggal (a) dan masukan udara bertingkat (b)

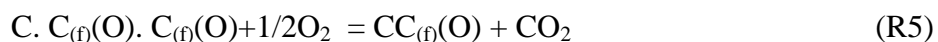


Gambar 2.13. Tahapan reaksi gasifikasi (a) masukan udara tunggal, (b) masukan udara bertingkat

Pada kondisi satu tahap input udara (gambar 2.14(a)), proses pirolisis beroperasi di bawah kondisi lembam tanpa oksigen sedangkan pada kondisi masukan udara bertingkat (2.14(b)) proses pirolisis mendapat masukan udara atau bekerja pada oksidatif yang lingkungan atau disebut pirolisis oksidatif. Pada masukan udara tunggal reaksi yang dihasilkan pada CO dan CO₂ berasal dari hemiselulosa, CO dan CO₂ muncul disebabkan oleh dekomposisi kompleks CO dengan CC oleh reaksi pirolisis (R1,R2, dan R3). Sejumlah oksigen yang bereaksi didapatkan dari biomassa.



Sedangkan dalam kondisi oksidatif (masuk udara zona pirolisis), ada peningkatan gas CO dan CO₂ karena ada konsentrasi oksigen di zona tersebut. Hal ini dapat dikaitkan dengan difusi oksigen dan oksidasi arang yang tersisa, mekanisme reaksi yang terjadi (R4 dan R5) adalah:



CO dan CO₂ meningkat dengan peningkatan konsentrasi oksigen, kemudian bereaksi dengan produk pirolisis gas (CO₂, CO, CH₄, dan H₂) yang akan menghasilkan produk berupa H₂O, CO₂, CO, CH₄, H₂, dan N₂. Reaksi oksidasi arang akan terjadi pada permukaan bagian dalam partikelarang, sehingga terbentuk reaksi endoterm:



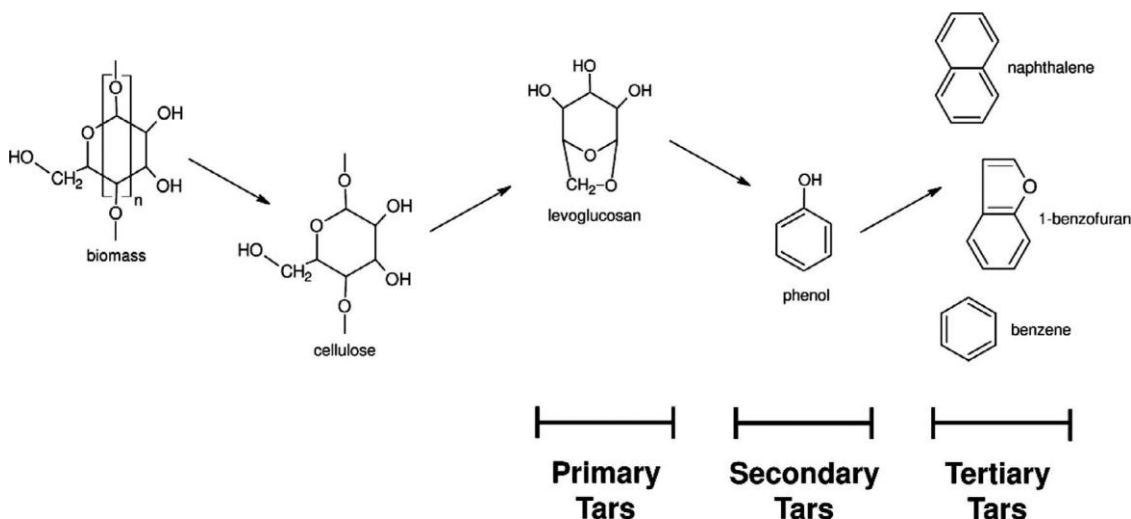
Dapat disimpulkan bahwa produk gas yang diperoleh pada proses pirolisis oksidatif pada dasarnya adalah sama dengan pirolisis biasa, yang berbeda hanya pada komposisi gas yang lebih banyak dengan memiliki energi disebabkan bereaksi dengan O₂ dan dalam proses oksidatif pirolisis menghasilkan N₂. Komposisi tar juga berbeda jika dibandingkan dengan pirolisis biasa, pirolisis biasa menghasilkan tar primer, sedangkan di pirolisis oksidatif sudah berhasil mereduksi tar primer, dan baru memulai pembentukan tar sekunder.

2.5 Tar

Tar adalah campuran kompleks pada hidrokarbon terkondensasi yang mana komposisinya tergantung pada bahan baku biomassa. Tar memiliki bentuk tebal, hitam, sangat kental, dan bersifat mudah mengembun pada suhu rendah sehingga bisa menyebabkan gangguan pada sistem. Senyawa tar memiliki 3 jenis kelompok. Kelompok pertama tidak diketahui, karena memiliki berat molekul sangat tinggi dan tidak dapat dideteksi dengan gas kromatografi. Senyawa tar kelompok kedua termasuk oksigen senyawa terkondensasi yang sangat larut dalam air. Senyawa tar kelompok ke 3-5 adalah senyawa aromatik dengan peningkatan jumlah cincin aromatik; kelompok ke 3 mencakup senyawa cincin tunggal, sedangkan senyawa PAH yang termasuk dalam kelas 4 dan 5.

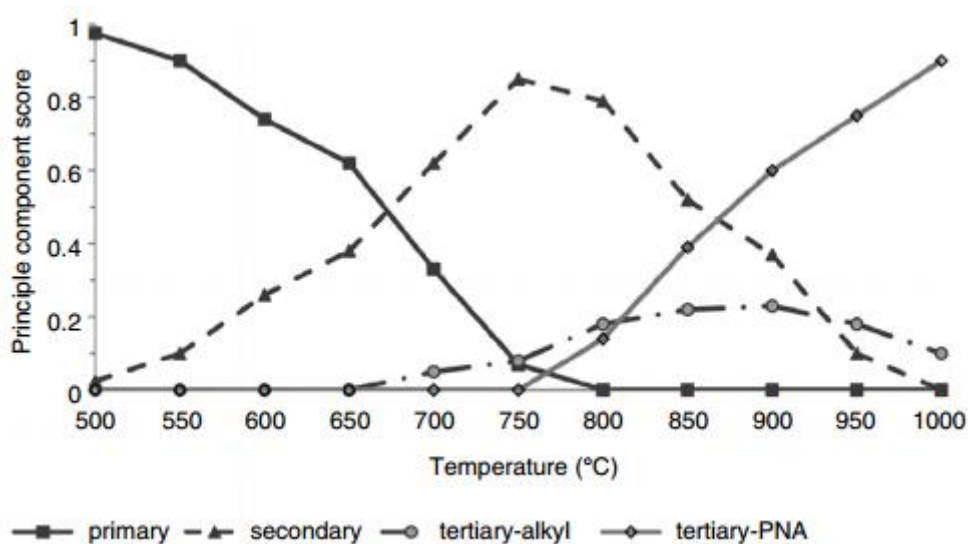
➤ Proses pembentukan tar

Dalam proses gasifikasi, tar dibentuk dalam serangkaian reaksi yang kompleks, sangat tergantung pada kondisi reaksi. Pembentukan tar terjadi di zona pirolisis dan sebagai subjek rekombinasi dan dekomposisi. Sebuah mekanisme sederhana kemungkinan pembentukan tar ditunjukkan pada gambar 2.14. Parameter yang mempengaruhi terbentuknya tar didalam *gasifier* adalah suhu, tekanan, media gasifikasi, waktu tinggal, tambahan aditif, dan desain gasifikasi. tar dianggap sebagai produk akhir dari tiga *macro-phenomena* utama dan klasifikasi tar primer, sekunder dan tersier.



Gambar. 2.14 Mekanisme sederhana pembentukan tar

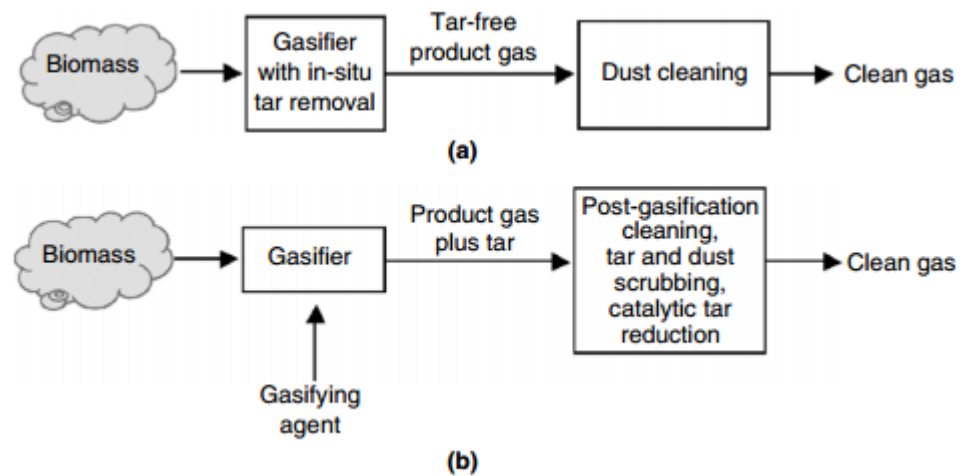
Tar Primer muncul secara langsung selama tahap pirolisis dan tergantung pada gasifikasi biomassa. Disisi lain pirolisis lignin menimbulkan senyawa aromatik, sebagian bi-atau tri-fungsional fenol tersubstitusi (kresol, xlenol, dll). Pada tahap oksidasi, terjadi peningkatan suhu, di atas 500 °C, karena adanya oksidan (oksigen, udara atau uap), hal memungkinkan untuk transformasi tar primer, kemudian mulai di atur ulang (via dehidrasi, dekarboksilasi, dan reaksi dekarbonilasi) sehingga membentuk lebih banyak gas dan serangkaian molekul yang dikenal sebagai tar sekunder. Tar sekunder mono-aromatik dan diaromatik termasuk heteroaromatik seperti piridin, furan, dioksin, dan tiofena. Peningkatan lebih lanjut pada suhu, lebih dari 800 °C, dapat menyebabkan pembentukan tar tersier. Tar tersier juga dikenal sebagai rekombinasi atau tar dengan suhu tinggi. Tar tersier terbuat dari hidrokarbon aromatik dan *polynuclear* aromatic (PAH), misalnya, benzena, naftalena, fenantrena, pyrene, dan benzopyrene. Senyawa didalam tar tersier tidak ada dalam gasifikasi biomassa dan tar tersier merupakan hasil dari dekomposisi dan rekombinasi tar sekunder dengan lingkungan pada *syngas*. Tar tersier dan tar primer tidak hidup berdampingan, dan tar tersier muncul ketika tar primer benar-benar diubah menjadi tar sekunder. Gambar 2.15 memperlihatkan dengan jelas pembentukan tar berdasarkan suhu.



Gambar 2.15 Jenis tar primer, sekunder, tersier sebagai fungsi temperatur

➤ Reduksi tar

Beberapa pilihan yang tersedia untuk pengurangan tar. Ini dapat dibagi menjadi dua kelompok besar: (1) in-situ (primer) yaitu reduksi tar yang terjadi didalam reaktor; dan (2) setelah gasifikasi (atau sekunder) yakni reduksi tar setelah keluar dari reaktor, pembersihan gas produk dari tar yang sudah diproduksi (gambar 2.16)

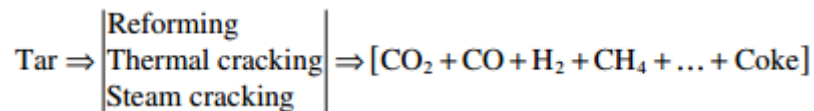


Gambar 2.16 (a) Reduksi tar in-situ. (b) Reduksi tar setelah gasifikasi

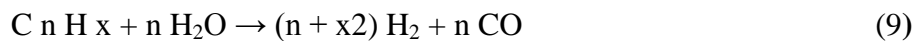
Dalam pendekatan reduksi tar in-situ tergantung kondisi operasi di *gasifier* disesuaikan sehingga pembentukan tar berkurang. Selanjutnya, tar yang dihasilkan diubah menjadi produk lain sebelum meninggalkan *gasifier*. Pengurangan ini dicapai dengan

- Modifikasi kondisi operasi dari *gasifier*
- Penambahan katalis atau bahan alternatif dalam *fluidized bed*
- Modifikasi dari desain *gasifier*

Jenis Biomassa juga mempengaruhi produk tar. Pilihan yang tepat dari salah satu atau kombinasi dari faktor-faktor ini dapat mengurangi jumlah tar dalam produksi gas yang meninggalkan *gasifier*. Reformasi, *tehrmal cracking*, dan *steam cracking* tiga reaksi utama yang digunakan untuk mereduksi tar (Delgado et al., 1996). Mereka mengkonversi tar ke arah hidrokarbon yang lebih kecil dan lebih ringan seperti yang ditunjukkan di sini:



Reformasi tar: Kita dapat menulis reaksi reformasi seperti dalam Persamaan. (9) dengan mewakili tar C_nH_x . Reaksi retak berlangsung di steam gasifikasi, dimana uap retak tar, memproduksi lebih sederhana dan lebih ringan molekul seperti H_2 dan CO.



Reformasi tar kering: reformasi reaksi kering terjadi saat CO_2 adalah media gasifikasi. Tar tereduksi menjadi H_2 dan CO (Persamaan 10). Reformasi kering lebih efektif dari pada *steam reforming* saat dolomit digunakan sebagai katalis (Sutton et al., 2001).



Retak termal: Retak termal dapat mengurangi tar, tetapi tidak attraktif sebagai reformasi karena memerlukan suhu tinggi ($> 1100^\circ C$) dan menghasilkan jelaga (Dayton, 2002). Karena suhu ini lebih tinggi dari temperatur keluar gas untuk sebagian *gasifier* biomassa, pemanas eksternal atau generasi panas internal dengan penambahan oksigen mungkin diperlukan.

Steam cracking: Dalam *steam cracking*, tar diencerkan dengan uap dan sebentar dipanaskan dalam tungku tanpa adanya oksigen. Hidrokarbon jenuh dipecah menjadi hidrokarbon yang lebih kecil.

2.6 Faktor Yang Mempengaruhi Proses Gasifikasi

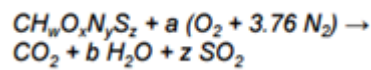
Proses gasifikasi memiliki beberapa faktor yang dapat mempengaruhi proses dan kandungan *syngas* yang dihasilkannya, faktor-faktor tersebut adalah: properties Biomass, desain reaktor, udara pembakaran, jenis *gasifying agent*, rasio bahan bakar dan udara, temperatur, tekanan, nilai LHV (*Low Heating Value*)

a. *Equivalen Ratio* (ER)

Mol udara diumpankan ke proses gasifikasi sering dinyatakan sebagai udara equivalence ratio yang berdimensi (ϕ).

$$\phi = \frac{\alpha}{\alpha_{stoich}},$$

di mana α adalah tingkat molar udara disediakan dan α_{stoich} adalah tingkat stoikiometri teoritis udara disediakan untuk pembakaran sempurna. α_{stoich} dapat dihitung dengan asumsi oksidasi lengkap dari karbon, hidrogen dan sulfur untuk CO₂, H₂O dan SO₂, masing-masing dan menggunakan keseimbangan molar O dan H.



rasio kesetaraan udara dalam literatur pembakaran disebut faktor udara (λ) atau rasio kesetaraan udara ke bahan bakar.

$$\lambda = \frac{AF}{AF_{stoich}} = \frac{1}{\Phi},$$

di mana AF rasio udara massa bahan bakar dalam pembakaran real, sedangkan AF_{stoich} teoritis atau stoikiometri rasio udara - bahan bakar di pembakaran sempurna. Rasio ekivalen udara bahan bakar adalah kebalikan dari factor udara

$$\Phi = \frac{AF_{stoich}}{AF},$$

Udara bahan bakar aktual untuk pembakaran gasifikasi biomassa dapat diperoleh dari:

$$AFR_{actual} = \frac{m \text{ udara}}{m \text{ bahan bakar}} \quad (13)$$

2.4.2 Parameter Performa

Dalam meninjau performa gasifikasi ada beberapa hal yang menjadi parameter. (Basu, P, 2010) menjelaskan bahwa parameter prestasi sistem gasifikasi dapat diukur menggunakan indicator dibawah ini (Basu, P, 2010):

- a. Kualitas gas dan *Low heating value* (LHV) syngas

Parameter yang dilihat untuk melihat kualitas gas adalah komposisi CO, H₂, CH₄, dan kandungan tar. Komposisi gas CO, H₂, CH₄ dilihat dari hasil pengujian menggunakan *Gas Cromatografi* di LPPM ITS. Kemudian untuk kandungan tar ditentukan menggunakan teknik Brandt *et al* (2000).

Nilai LHV dari *syngas* diperoleh dengan menjumlahkan konsentrasi dari gas mampu bakar (*combustible gas*) dan energy yang terkandung didalamnya. Kandungan energi mengacu pada nilai kalor dan itu mempengaruhi output energi *gasifier*.

$$LHV_{syngas} = \sum_{i=1}^n (Y_i \cdot LHV_i) \quad (14)$$

$$LHV_{syngas} = 12696 \cdot (CO) + 10768 \cdot (CH_4) + 35866 \cdot (H_2)$$

Dimana Y_i adalah konsentrasi gas yang dapat terbakar (CO, H₂, CH₄), LHV_i adalah LHV senyawa *syngas*.

b. Cold Gas Efficiency

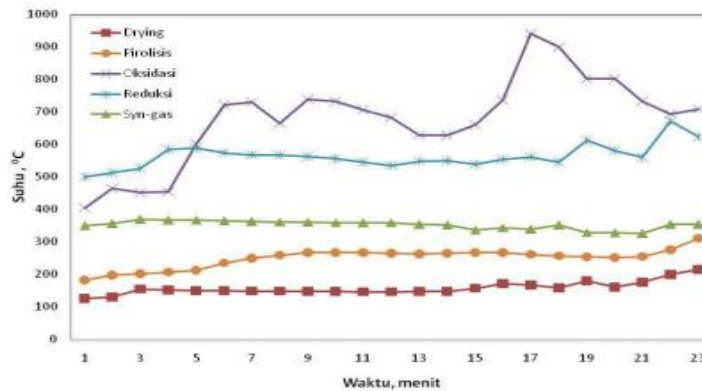
Cold Gas Efficiency adalah jumlah energy yang masuk selama energy potensial keluar. Jika M_f adalah massa (kg) bahan bakar padat yang diproses pada *gasifier* untuk menghasilkan M_g massa gas produk dengan nilai LHV dari Q_g , maka efisiensi ini dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$\eta_{cg} = \frac{Q_g \cdot M_g}{LHV_f \cdot M_f} \quad (15)$$

2.6. Penelitian-penelitian terdahulu

2.6.1. Downdraft Gasifier

(Sudarmanta B, 2011) melakukan penelitian tentang karakterisasi biomassa sekam padi menggunakan reaktor *downdraft* dengan dua tingkat laluan udara dengan kondisi udara dipanaskan. Pada penelitian ini laluan udara pertama dilewatkan dari atas dan laluan udara kedua pada zona oksidasi parsial.



Gambar 2.17 Profil distribusi suhu sepanjang reaktor dengan dua laluan udara

Gambar 2.17 menunjukkan distribusi suhu sepanjang reaktor yang diperoleh pada zona *drying* berkisar antara 100-150 °C, pada zona ini hanya terjadi pelepasan kandungan uap air. Suhu di zona pirolisis sebesar 300 °C, pada zona pirolisis biomassa mengalami dekomposisi termal menjadi arang karbon, tar dan gas. Sisa arang karbon dan hidrogen akan mengalami proses oksidasi parsial hingga mencapai suhu 960 °C. Kecenderungan kurva suhu pada zona oksidasi parsial ini adalah terjadinya fluktuasi nilai suhu oksidasi. Secara general, fenomena tersebut dapat disebabkan deflagrasi O₂ akibat dari akumulasi lokal. Hal ini memberikan suatu inspirasi bahwa pengaturan masukan agen gasifikasi, baik itu berupa udara, O₂ maupun steam membutuhkan suatu mekanisme pengaturan yang baik.

Indarto (2014) melakukan serangkaian penelitian gasifikasi *downdraft* dengan kontrol suhu otomatis pada zona *partial combustion* agar dapat diketahui pengaruh penggunaannya terhadap produktifitas dan kualitas *syngas* yang dihasilkan serta korelasi penggunaan sistem pengendali suhu otomatis gasifikasi dengan kapasitas gasifikasi.

Tabel 2.2 Komposisi senyawa dalam *syngas* hasil proses gasifikasi briket MSW menggunakan GCU

Setpoint Value (°C)	Konsentrasi kandungan synthetic-gas					
	CO (% Vol)	H ₂ (% Vol)	CH ₄ (% Vol)	CO ₂ (% Vol)	N ₂ (% Vol)	O ₂ (% Vol)
500	9,12	6,38	4,29	0,21	65,62	14,38
750	8,77	7,91	3,13	0,20	67,91	12,09

Tabel 2.2 menunjukkan komposisi *syngas* lebih meningkat ketika menggunakan GCU. Peningkatan komposisi *syngas* seiring dengan peningkatan suhu rata-rata zona parsial. Pengaturan laju udara minimum saat setpoint value suhu tercapai mengakibatkan komposisi senyawa dalam *syngas* menghasilkan nilai yang berbeda untuk kondisi suhu *partial combustion* yang terjadi.

Son Yoon dkk. (2011) meneliti pengaruh suhu pada komposisi syngas. Suhu dikalibrasi pada 700-850 ° C di bagian gasifikasi dan pada 800-1000 ° C di bagian pembakaran. Hasilnya menunjukkan bahwa suhu meningkat, konsentrasi H₂ juga meningkat dengan meningkatnya konsentrasi CO, sementara tren konsentrasi CH₄ menurun. Sementara itu, suhu dinaikkan sampai 700 ° C yang menunjukkan tren konsentrasi CO₂ menurun.

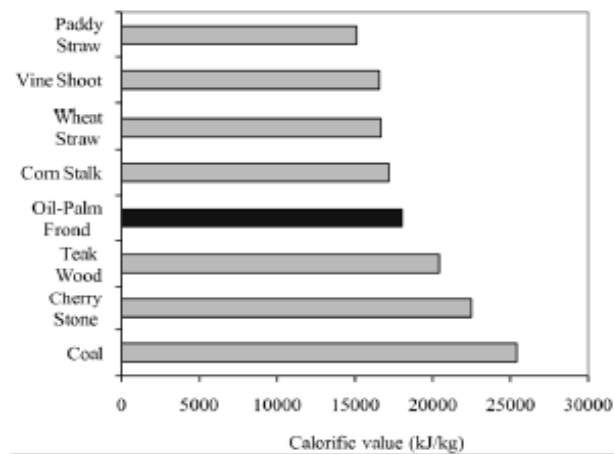
Zhao dkk. (2010) mempelajari gasifikasi udara serbuk gergaji dalam reaktor aliran entrained dengan menggunakan udara sebagai agen gasifikasi. Estimasi rasio kesetaraan antara 0,22 dan 0,34. Rasio kesetaraan optimal adalah 0,28, sedangkan suhu reaksi optimal adalah 800°C untuk LHV tertinggi dari gas hasil adalah 6.0 MJ / Nm³, konversi karbon adalah 92,8%, dan efisiensi gas dingin 66,7%.

Son Yoon dkk. (2011) mempelajari gasifikasi biomassa kayu dalam gasifier downdraft dengan menggunakan udara sebagai bahan gasifikasi. Dari kondisi percobaan, laju umpan chip kayu adalah 40-45 kg/h dan syngas memiliki arus sekitar 80-100 Nm³/h. Hasilnya menunjukkan operasi yang optimal dimungkinkan pada suhu gasifier sekitar 1000 ° C. Karena rasio gasifikasi udara meningkat hingga 0,35, nilai pemanasan rendah meningkat sebesar 1200 kkal Nm³ dan efisiensi gas dingin 69-72% dapat dicapai. Konsentrasi rata-rata syngas yang dihasilkan adalah H₂: 16,5%, CO: 15,9%, CH₄: 2,1% dan CO₂: 15,3%.

2.6.2. Biomassa Pelepah Kelapa Sawit

Hasil penelitian (Sulaiman S.A. *et al*, 2014) menyimpulkan bahwa berdasarkan hasil uji *ultimate* dan *proximate*, pelepah kelapa sawit sangat layak digunakan sebagai bahan bakar gasifikasi. Perbandingan dengan bahan bakar lain adalah sebesar 43%. Pelepah kelapa sawit memiliki kadar sulfur yang rendah (11%), sehingga jumlah ini baik untuk lingkungan. Kadar air dari hasil uji *proximate* sebesar 4-7% dengan nilai *volatile* sebesar 51%. Sedangkan kandungan abu hanya 6% sehingga dapat mengurangi permasalahan operasional. Total energi yang terkandung pada pelepah sebesar 18,040 kJ/kg atau 4309 kkal/kg yang memiliki kesesuaian dengan kandungan biomassa lain seperti kayu maupun batu

bara (gambar 2.18). selain itu juga nyala api hasil gasifikasi pelepah kelapa sawit lebih bersih dan berwarna biru.



Gambar 2.18 Nilai kalor pelepah kelapa sawit dibandingkan dengan biomassa yang lain (S.A. Sulaiman *et al*, 2015)

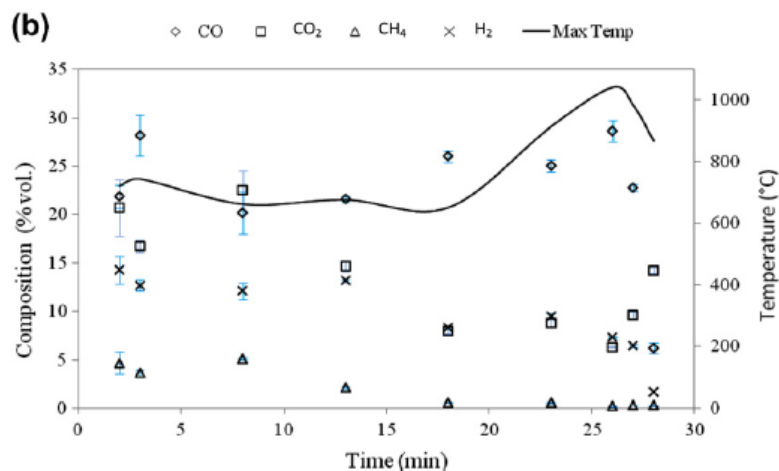
(Atnaw S.M, 2013) melakukan penelitian tentang produksi *syngas* dari gasifikasi tipe *downdraft* dengan bahan baku pelepah kelapa sawit dengan tujuan untuk mengetahui kinerja dari pelepah kelapa sawit sebagai bahan bakar pada gasifikasi tipe *downdraft* dan menyelidiki pengaruh parameter operasi; suhu reaktor dan *equivalent ratio* pada komposisi *syngas* dan nilai kalor (Tabel 2.3). Hasil dari penelitian ini menunjukkan bahwa kisaran optimum *equivalent ratio* adalah antara 0,35 dan 0,51. Konversi karbon pada *equivalent ratio* optimum 0,37 masing-masing 70,2% dan 93%. Rata-rata LHV *syngas* yaitu 4,8 MJ/Nm³, dan efisiensi konversi massa 92% sehingga dari keseluruhan hasil penelitian menunjukkan bahwa pelepah kelapa sawit memiliki potensi yang tinggi dan layak digunakan sebagai bahan bakar untuk gasifikasi.

Tabel 2.3 Hasil eksperimen *syngas* dengan variasi *equivalence ratio*

Equivalence ratio	CO % vol.		H ₂ % vol.		CO ₂ % vol.		N ₂ % vol.	
	P*	E*	P*	E*	P*	E*	P*	E*
0.35	20.2	17.9	13.0	10.7	15.8	12.3	50.6	58.0
0.37	18.8	20.7	12.0	11.9	16.4	11.4	52.5	56.7
0.39	17.8	15.8	11.2	9.8	16.8	14.0	54.0	58.9
0.41	16.7	16.2	10.4	9.2	17.2	13.9	55.4	59.6
0.51	11.41	13.7	6.3	9.0	19.2	15.5	62.8	60.1
0.59	7.7	10.0	3.4	6.9	20.7	14.5	68.1	68.0

Gasifikasi pelepah kelapa sawit menggunakan reaktor *downdraft* kembali diteliti (Atnaw S.M *et al*, 2014). Tujuan dari penelitian ini untuk mengetahui kandungan tar dalam *syngas*, nilai kalor *syngas* yang dihasilkan, serta efisiensi gas dingin. Penelitian ini berfokus pada metode sekunder, yaitu pembersihan tar setelah keluar dari *gasifier* yang terdiri dari *cyclone*, pendingin *heat exchanger*, dan filter oli. Metode ini mampu membersihkan dengan efisiensi 61%. Hasil dari penelitian menunjukkan bahwa konsentrasi tar yang masih relatif tinggi yaitu 4,93 g/Nm³ sebelum pembersihan dan setelah melewati pembersihan menjadi 1,9 g/Nm³.

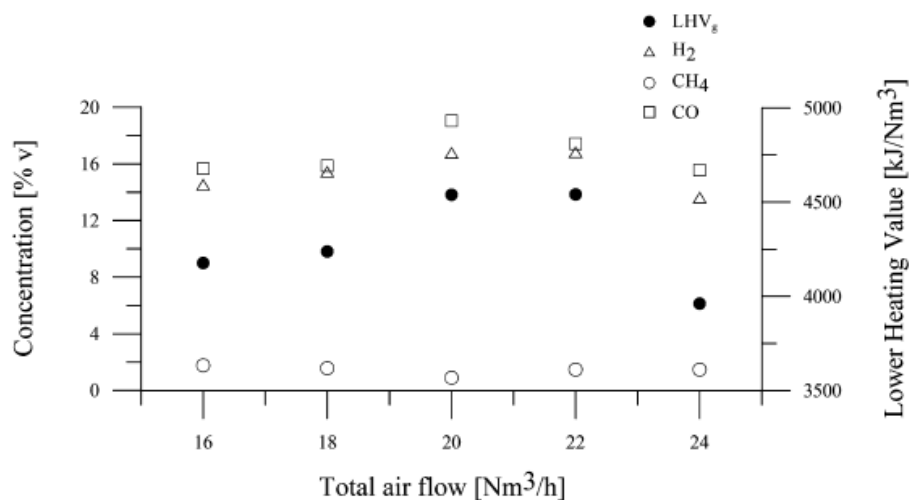
Untuk meningkatkan kualitas *syngas* dari bahan bakar batang kelapa sawit [Guangul *et al*, 2012] menggunakan agen gasifikasi udara yang di *preheat* terlebih dahulu ditambah dengan uap. Selain itu sistem *inlet* dapat diatur ketinggiannya sesuai dengan kebutuhan. Hasil penelitian menunjukkan bahwa *preheat* pada agen gasifikasi udara dapat meningkatkan persentase *volumetric* dari H₂ dari 8.47% menjadi 10.53%, CO dari 22.87% menjadi 24.94%, CH₄ dari 2.02% menjadi 2.04% dan nilai *heating value* yang lebih besar dari 4.66 menjadi 5.31 MJ/Nm³. Secara keseluruhan pelepah kelapa sawit dapat digunakan sebagai sumber bahan bakar alternatif untuk rencana diversifikasi energi menggunakan teknologi gasifikasi.



Gambar 2.19 Grafik Komposisi *syngas* dan temperatur zona oksidasi selama beroperasi [Guangul *et al*, 2012]

2.6.3. Gasifikasi tipe *downdraft* dengan masukan udara bertingkat

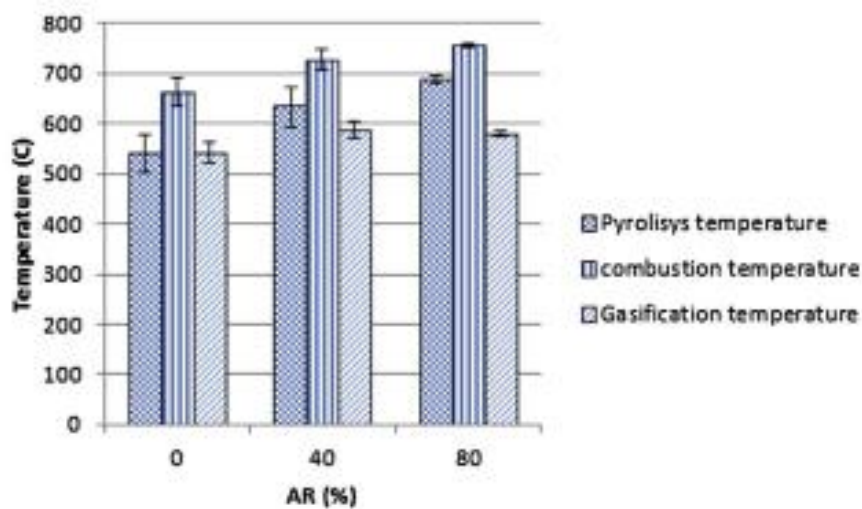
(Martines J.D *et al* 2011) juga melakukan eksperimen tentang gasifikasi biomassa dengan dua masukan udara pada reaktor *downdraft* dengan tujuan untuk mengetahui kinerja (performa) dan variabel yang terlibat dalam pengoperasian gasifikasi tipe *downdraft* dengan masukan udara ganda. System ini merupakan bagian dari metoda primer untuk menurunkan kandungan tar. Hasil penelitian menunjukkan bahwa metode primer terbukti lebih efisien dan ekonomis jika dibandingkan dengan metode sekunder. Selain itu juga dapat disimpulkan bahwa aliran udara adalah parameter yang paling mendasar untuk operasi gasifikasi. Laju aliran udara mengontrol konsumsi biomassa yang berdampak pada *supervisial velocity*, *specific gasification rate*, dan *equivalent ratio*. Sistem ini mampu menghasilkan gas mampu bakar dengan kandungan CO, CH₄, H₂, berturut-turut 19,04%, 0,89%, dan 16,87% serta nilai kalor sebesar 4539 kJ/Nm³, untuk total aliran 20 Nm³/h dan AR 80% (gambar 2.20). *Cold gas efficiency* dapat dicapai sebesar 68% dengan nilai *equivalent ratio* 0,4. Metode ini juga dianggap sebagai metode utama untuk meminimalkan kandungan tar dalam gas yang dihasilkan dan untuk aplikasi pada pembangkit listrik skala kecil.



Gambar 2.20 Nilai konsentrasi CO, H₂, CH₄ dan nilai LHV_{gas} untuk AR=80%

(Galindo A.L *et al* 2014) melakukan penelitian tentang gasifikasi biomassa tipe *downdraft* dengan masukan udara ganda dengan tujuan untuk mengetahui pengaruh terhadap kondisi operasi dan kualitas gas. Dalam eksperimen ini peneliti menggunakan variasi rasio aliran udara yang berbeda pada setiap tahap masukan

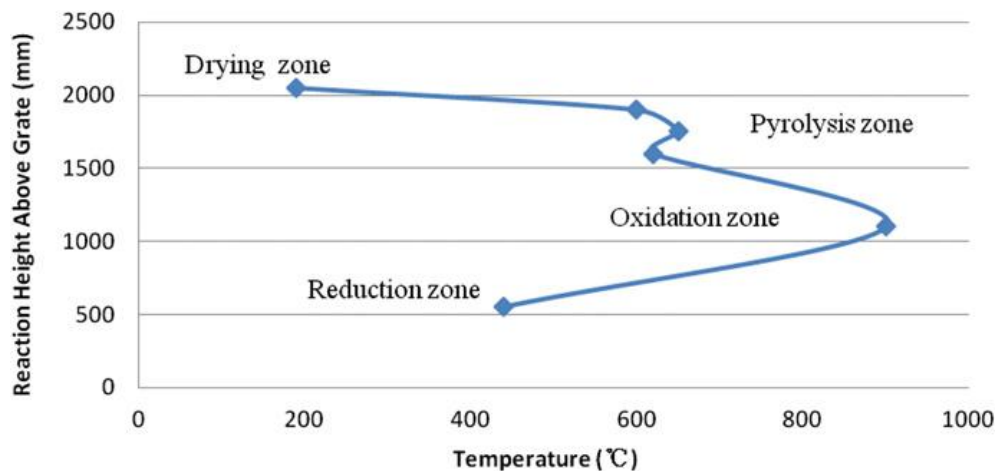
udara. Masukan udara pertama diletakkan di zona pirolisis dan masukan udara kedua di zona oksidasi. Ekperimen dilakukan dengan berbagai kondisi gasifikasi, aliran udara antara 18 Nm³/jam, 20 Nm³/jam dan 22 Nm³/jam (rasio ekivalen 3,03, 0,279, 0,289) dan rasio aliran udara setiap zona (AR= 0%, 40% dan 80%). Gambar 2.21 menunjukkan distribusi temperatur setiap zona pirolisis dan zona oksidasi mengalami peningkatan karena pengaruh dari masukan udara tambahan di zona pirolisis. Hasil *syngas* terbaik diperoleh untuk total aliran udara 20 Nm³/jam dengan rasio udara antara kedua masukan (AR= 80%) dengan komposisi CO 19,2%, CH₄ 1,3%, H₂ 17,14%, CO₂ 14,22% dan dengan *low heating value* (LHV) rata-rata 4,74 MJ/ Nm³. Selain itu juga, kandungan tar dalam *syngas* rendah yaitu 54,25 mg/Nm³ dibandingkan dengan total aliran udara yang sama dan rasio udara 0% menghasilkan produksi gas dengan kandungan tar 418,95 mg/Nm³. Hasil ini menegaskan bahwa penggunaan masukan udara ganda memungkinkan pengurangan kandungan tar sebanyak 87%.



Gambar 2.21 Pengaruh *Air Ratio* (AR) terhadap distribusi suhu sepanjang reaktor

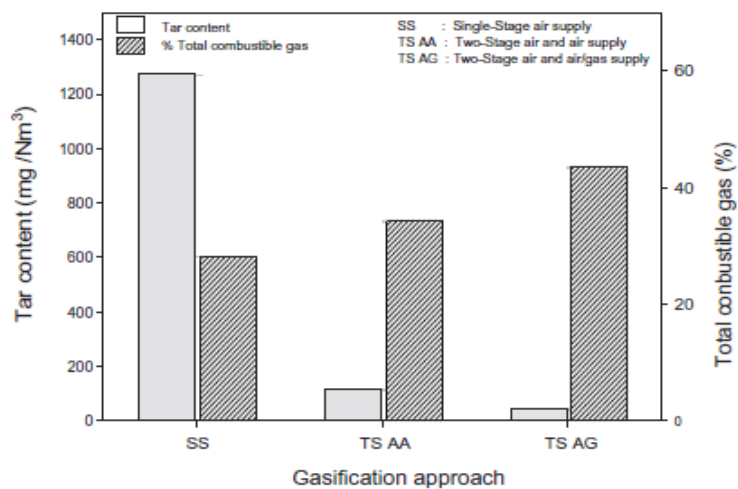
(Ma Z *et al*, (2012) melakukan eksperimen pada gasifikasi *polygeneration* menggunakan masukan udara ganda dengan mengkonversi bahan baku menjadi tiga fase produk, yaitu *syngas*, arang (padat), dan ekstrak (cair) hasil eksperimen memperlihatkan bahwa masukan udara ganda dapat menghasilkan suhu yang sangat tinggi hingga 900 °C di zona oksidasi, hal ini sangat membantu untuk memecahkan tar dan meningkatkan kualitas yang dihasilkan (gambar 2.22).

Pengaduk dan *reciprocating grate* dapat mencegah terjadinya *bridging* dan *chanelling*. Modifikasi kondensor menunjukkan peningkatan performa yang cukup baik untuk menghilangkan kandungan air, tar, dan partikel dalam *syngas*. Selain itu gas yang dihasilkan dalam eksperimen ini memiliki komposisi yang sangat stabil dari 16,6 % CO, 2,3 % CH₄, 16,1 % H₂, 13,8% CO₂ dan 0,4 % O₂, dengan laju aliran gas sebesar 500 Nm³/Kg Rata-rata LHV sebesar 4,7 MJ/ Nm³ dan efisiensi gas dingin 53%.



Gambar 2.22 Profil temperatur lapisan *gasifier* setelah 3 jam operasi (MA Z *et al*, 2012)

(Jaojaruek *et al*, 2014) mempelajari gasifikasi biomassa *eucalyptus* dengan *gasifier downdraft* menggunakan tiga konfigurasi yang berbeda: satu tahap (SS), dua tahap masukan udara (AA), dan dua tahap udara dan udara gas (AG). Kandungan tar dalam *syngas* pada sistem tersebut adalah 1.270 mg/ Nm³ untuk satu tingkat masukan udara (SS), 114,4 mg/ Nm³ untuk duat tingkatan masukan udara (AA), dan 43,2 mg/ Nm³ untuk dua tahap masukan udara-gas (AG) (gambar 2.23). Variasi *equivalen ratio* (ER) yang optimum untuk kondisi operasi yang berbeda diperlihatkan pada penelitian ini. Hasil penurunan nilai tar untuk metode ini sudah bisa dimanfaatkan langsung ke mesin pembakaran dalam.



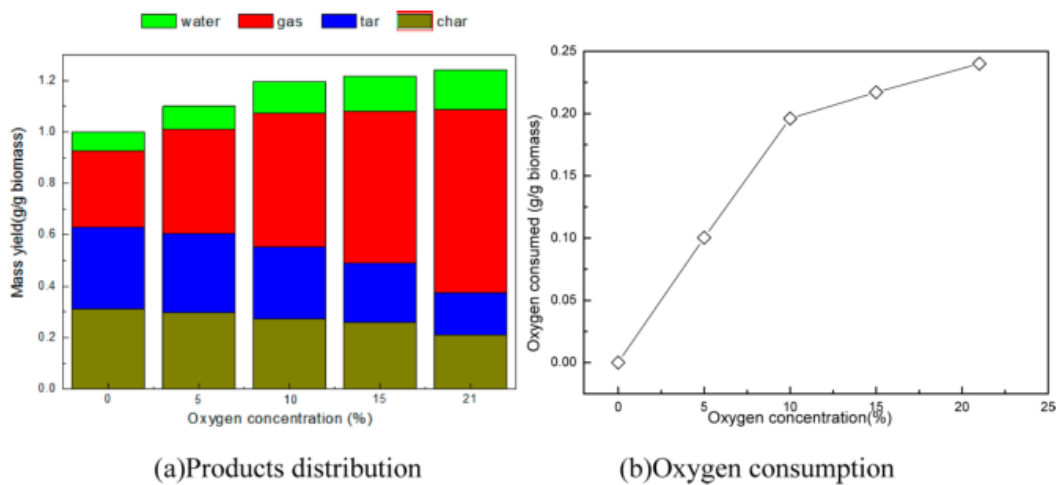
Gambar 2.23 Kualitas total gas dan kandungan tar untuk 3 variasi masukan udara

Bhattacharya et al., (2001) mempelajari suplai udara multistage dengan biomassa hibrida biomassa dalam sistem mesin gasifier. Penelitian ini, mengenai injeksi tiga tahap udara untuk mengetahui kadar tar pada gas penghasil gas dari gasifikasi arang tempurung kelapa hibrida serta kinerja sistem pembersihan gas. Hasilnya, kadar tar paling rendah yaitu 28 mg Nm³ pada aliran udara primer 200 l/min, aliran udara sekunder 140 l/min, dan aliran udara tersier 160 l/ menit ke-1. Pengaruh suplai udara multistage mengakibatkan penurunan kadar tar, meningkatkan zona suhu lokal, dan meningkatkan nilai kalor gas produser. Selain itu, efisiensi mesin generator adalah 14,7% yang memperoleh output daya listrik maksimum 11,44 kWe.

Guo et al. (2014) mempelajari pengaruh parameter desain dan operasi. Konfigurasi gasifiers downdraft dalam pekerjaan mereka adalah tiga suplai tahap udara untuk mendistribusikan udara di zona oksidasi dan zona reduksi. Sebuah parit rotasi khusus digunakan untuk menghilangkan abu secara terus menerus. Jerami jagung merupakan bahan baku dalam percobaan ini. Hasil penelitian menunjukkan bahwa suplai tiga fasa udara diperoleh suhu yang tinggi dan seragam di zona pembakaran dan reduksi untuk retak tar yang lebih baik. Hasil percobaan konsentrasi hidrogen (12,89%) paling tinggi bila kenaikan pada konsentrasi ER = 0,25 dan CO (19,41%) paling tinggi pada ER = 0,27. Gas produk mencapai kondisi yang baik dengan nilai pemanasan lebih rendah sekitar 5400 kJ/m³.

2.6.4 Oksidatif pirolisis

[Zhao, S. *et al*, 2014], juga melakukan penelitian eksperimen dengan membandingkan antara proses pirolisis pada kondisi *inert* dan kondisi oksidatif yang meneliti pengaruh dari temperatur dan konveksi paksa konsentrasi oksigen dan meneliti secara kualitatif dan kuantitatif pelepasan dari tar, biochar, air dan gas permanen menggunakan bahan bakar kayu pinus. Hasil penelitian menunjukkan bahwa dengan meningkatkan konsentrasi oksigen, hasil arang dan tar menurun, sementara itu air dan gas meningkat. Total massa produk meningkat karena lebih banyak oksigen yang bereaksi didalam proses oksidatif pirolisis dibawah konsentrasi oksigen yang tinggi. Kondisi ini terjadi karena oksigen bereaksi dengan biomassa dan dikonversi menjadi produk pirolisis. Sebanyak 0.2401 g/g dari biomassa dari O₂ dikonsumsi pada temperature 500°C dan dibawah konsentrasi oksigen sebesar 21%, Ketiga jenis gas permanen (CO, CO₂, dan CH₄) dan air dianalisa secara kuantitatif. CO₂ adalah komponen gas yang dominan baik pada kondisi *inert* maupun oksidatif. Hasil utama dari CO dan CH₄ diperoleh pada rentang temperature antara 300–400° C pada kondisi pirolisis oksidatif, dan ketika temperatur naik diatas 400° C sangat sedikit jumlah CO dan CH₄ yang dilepaskan. Hasil CO dan CH₄ tergantung pada kandungan dari *carbonyl* dan *methyl/methoxy* masing-masing. Hasil CO₂ diproduksi pada seluruh temperatur pengamatan (300 – 700° C). Penyerapan dari O₂ pada *reactive centre* untuk membentuk *carboxyl* cenderung dari CO₂ dan proses ini relative terjadi pada temperature rendah (300° C). Pada temperatur yang tinggi reaksi oksidasi antara O₂ dan arang akan menghasilkan produksi CO₂. Proses pirolisis oksidatif kayu pinus adalah isothermal dan proses pirolisis pada kondisi *inert* adalah endothermal. Panas yang dihasilkan mungkin meningkatkan temperatur *in situ* dan mendorong turunan dari sebuah reaksi radikal bebas, yang reaktif secara kimia untuk mengubah tar primer untuk menjadi komponen tar sekunder. Oksigen mendorong pembentukan struktur pori tetapi juga akan menghambat pengembangan lebih lanjut dari pori-pori arang dibawah kondisi ultimat, yang dihasilkan dari laju pembakaran arang yang tinggi pada konsentrasi oksigen yang tinggi (gambar 2.24 a dan b).

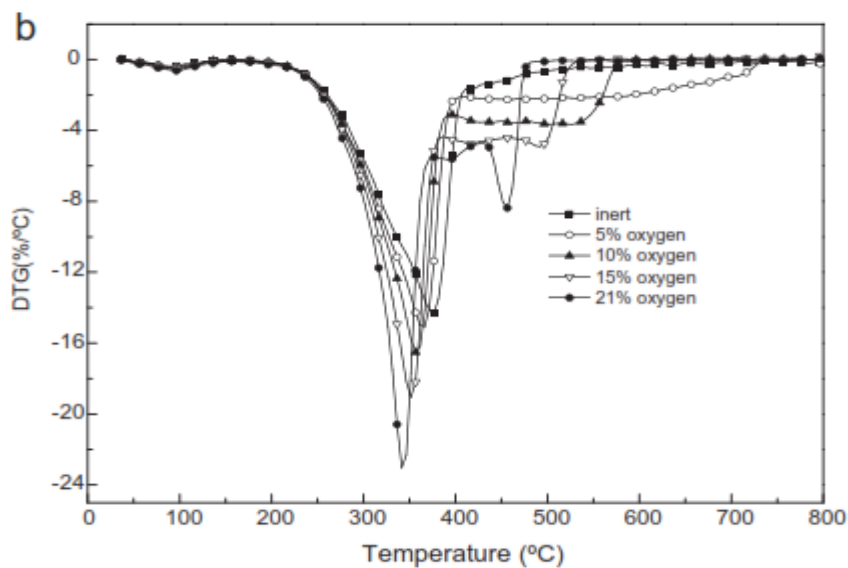


Gambar 2.24 a. Distribusi produk berdasarkan Konsentrasi Oksigen, b. Jumlah konsumsi oksigen untuk setiap konsentrasi Shanzui Zhao *et al*, 2014

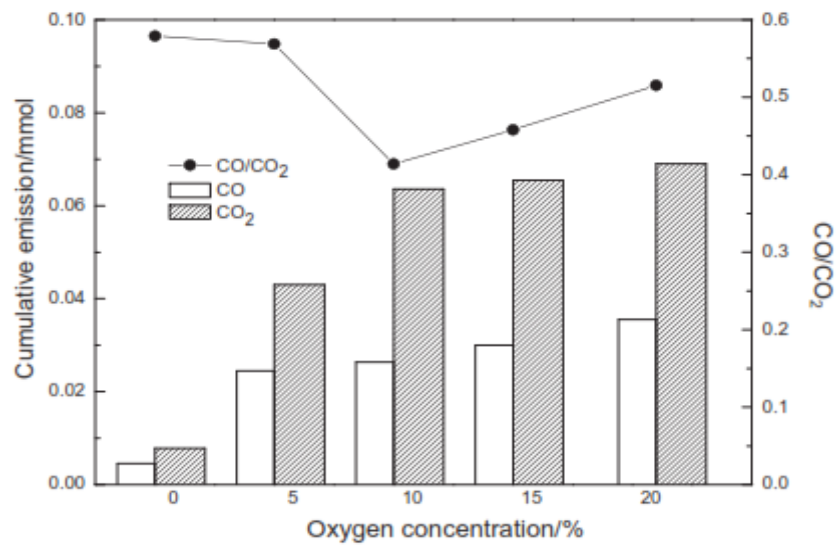
Sebagai catatan proses pirolisis dibawah konsentrasi oksigen dapat dengan baik meningkatkan laju dari polimerisasi (T. Kashiwagi *et al*, 1986, J. Adounkpe *et al*, 2009) *cyloparrafin* menjadi mudah untuk terdekomposisi dibawah kondisi oksidatif. Untuk komponen aromatik, oksigen dapat meningkatkan hasil dari produk yang mudah menguap (*volatile*) (S. Thomas *et al*, 2007). Secara umum pirolisis oksidatif menguntungkan untuk meningkatkan laju konversi bahan bakar dan jumlah *volatile*. Akan tetapi komposisi dari *volatile* untuk setiap material bervariasi. Sebagai contoh, lebih banyak pelepasan CO yang di deteksi dari pirolisis oksidatif dari *cyclohexane* dibandingkan pirolisis pada kondisi *inert* (X. Liu *et al*, 2004). Ketika temperatur dibawah 850°C peningkatan konsentrasi oksigen menyebabkan peningkatan konversi dari *catechol* dari CI dan C5 dan *single-ring aromatic product* (S. Thomas *et al*, 2007). Oksigen juga memberikan pengaruh pada bagian inorganik seperti sulfur, dapat tereduksi secara signifikan dibawah kondisi oksidatif (M.Y. Wey *et al*, 1997).

Untuk meneliti perilaku degradasi, produksi karbon dioksida dan sifat panas dari pirolisis oksidatif pada kayu pinus [SU Y, *et al*, 2012] menggunakan analisa *thermogravimetry (TGA)* yang dihubungkan dengan *mass spectrometer (MS)* dan metode *differential scanning calorimetry (DSC)*, hasil penelitiannya menemukan

bahwa oksigen menyebabkan degradasi oksidatif dan laju oksidasi arang secara dramatis. Index reaktivitas ditemukan proporsional dengan konsentrasi oksigen, dimana mengacu pada reaksi degradasi oksidatif dibawah meningkatnya kontrol kinetik pada lingkungan yang mengalami kenaikan oksigen. Terdapat dua puncak pelepasan karbon dioksida pada kurva MS pada kondisi oksidatif dibandingkan dengan satu puncak pada kondisi *inert*. Hal ini berturut-turut relatif dengan degradasi oksidatif dan oksidasi arang. Setiap total jumlah dan laju emisi karbon oksida ditemukan dengan kenaikan dari konsentrasi oksigen. Akumulasi rasio emisi dari CO dan CO₂ pertama kali meningkat kemudian menurun dengan konsentrasi oksigen yang ditentukan sebanyak 10%. Hal ini kemungkinan disebabkan oleh perbedaan perilaku difusi oksigen dengan variabel konsentrasi oksigen. Relasi mutlak reaksi panas dari pirolisis oksidatif (-7,23 MJ/Kg, 5% O₂), nilai ini lebih besar dari pada kondisi *inert* (+0,28 MJ/Kg), peningkatan konsentrasi oksigen menghasilkan peningkatan pelepasan panas. Dibandingkan dengan nilai kalor rendah dari kayu pinus, berturut-turut efisiensi pelepasan panas bersih dibawah konsentrasi oksigen (5%, 10%, 15%, dan 21%) adalah 39,73%, 44,84%, 68,90% dan 78,41% (gambar 2.25 a dan b)



a



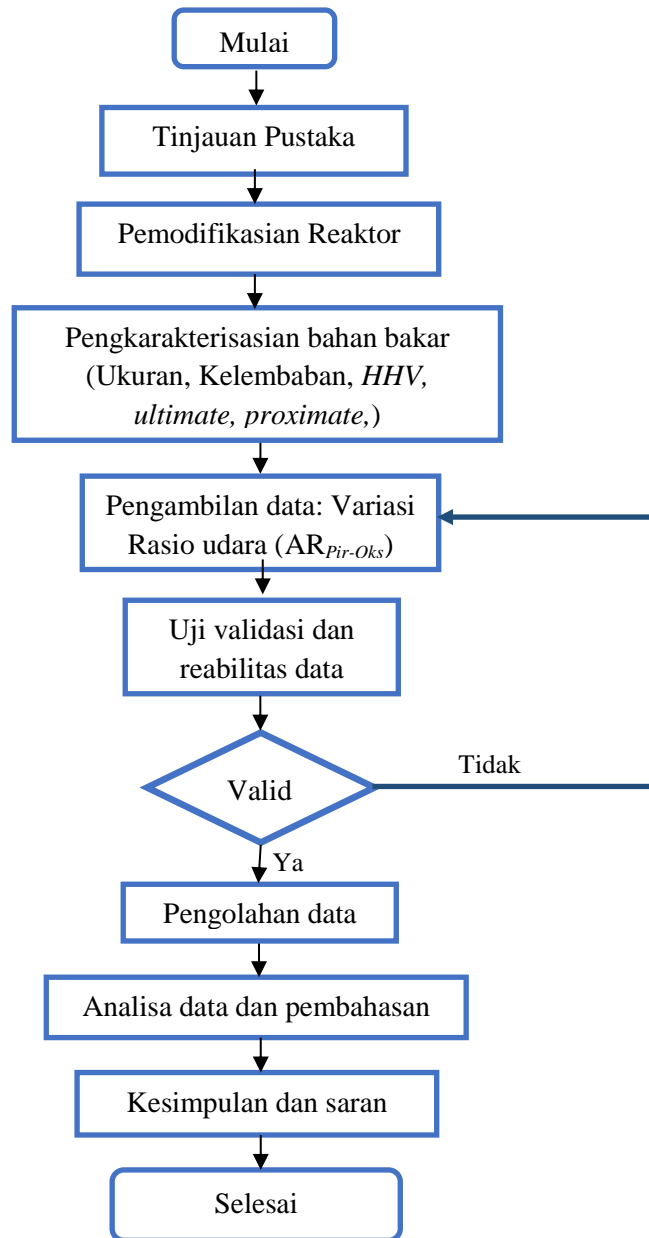
b

Gambar 2.25 (a). Kurva DTG dibawah konsentrasi oksigen yang berbeda, (b). Kurva Rasio total pelepasan CO dan CO₂ dibawah konsentrasi oksigen yang berbeda [Yi U *et al*,2012]

BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN

3.1. Rancangan Penelitian

3.1.1. Flow Chart



Berdasarkan *flow chart* penelitian yang telah dibuat diatas maka dapat dijelaskan bahwa penelitian dilaksanakan dengan metode eksperimental. Alur pelaksanaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan adalah sebagai berikut:

a. Tinjauan pustaka

Penelitian diawali dengan tinjauan pustaka dengan melakukan *review* terhadap jurnal yang berkaitan dengan rencana penelitian, masukan udara bertingkat, pemanfaatan biomassa pelepah kelapa sawit untuk gasifikasi dan teori tentang gasifikasi (parameter operasi dan performa).

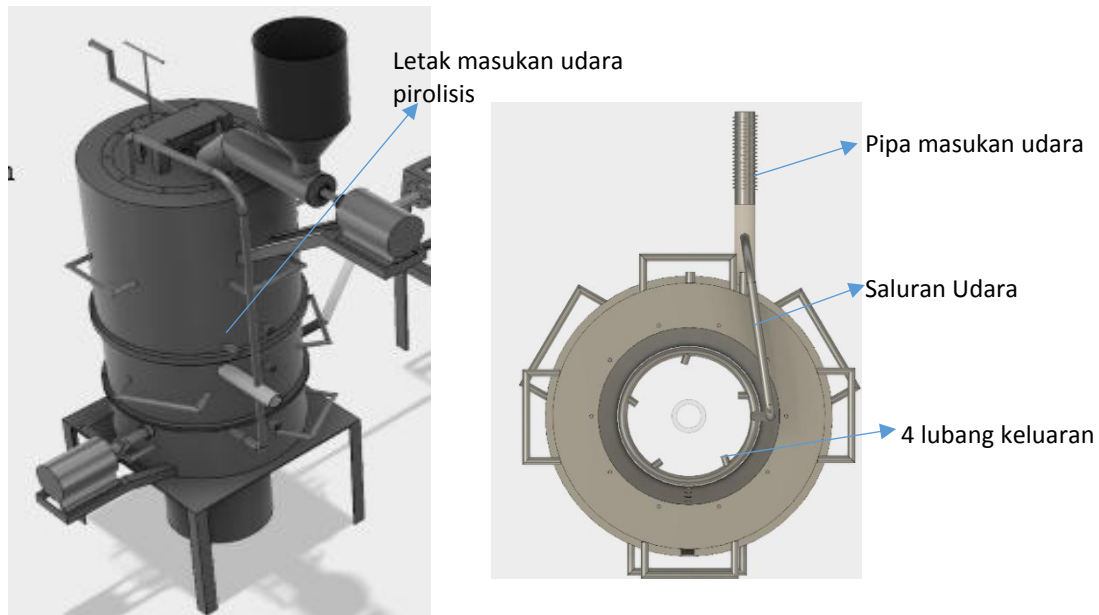
b. Modifikasi Reaktor Gasifikasi

Modifikasi reaktor ini dilakukan pada reaktor *downdraft* yang ada di Laboratorium Teknik Pembakaran Teknik Mesin ITS. Pemodelasian dilakukan di laboratorium pembakaran teknik mesin Institut Teknologi Sepuluh November (ITS). Modifikasi reaktor ini menggunakan metode penambahan masukan udara pada zona pirolisis. Metode ini diharapkan bisa meningkatkan performansi gasifikasi yaitu meningkatkan kualitas *syngas*, LHV dari *syngas* ($>45 \text{ MJ/Nm}^3$), efisiensi gas dingin ($>70\%$), dan menurunkan kandungan tar ($<100 \text{ mg/Nm}^3$). Reaktor yang dimodifikasi memiliki panjang 1.26 meter dengan diameter dalam efektif 0.5 meter. Lapisan insulasi bagian dalam gasifier menggunakan *refractory cement* untuk meminimalisasi perpindahan panas. *Grate* dibuat menggunakan plat *stainless steel* dengan ketebalan 10 mm.

- Peletakan dan pembuatan masukan udara zona pirolisis

Dalam penelitian ini reaktor tipe *downdraft* dimodifikasi dengan menambahkan lubang masukan udara pada zona pirolisis tepat diatas zona oksidasi (gambar 3.1 (a)). Dalam penelitian ini metode untuk menentukan titik zona pirolisis diambil dari data profil suhu percobaan awal yang dilakukan selama satu pembakaran hanya dengan menggunakan udara tunggal. Termokopel tipe K sebanyak delapan buah dipasang sepanjang ketinggian reaktor T_1 zona drying, T_2 , T_3 , T_4 , T_5 zona pirolisis, T_6 , T_7 zona oksidasi, dan T_8 zona reduksi. Untuk penyalan awal bahan bakar diisikan kedalam reaktor sampai pada batas nozzle kemudian blower dinyalakan untuk menginjeksikan udara kedalam reaktor dan udara diatur sesuai dengan yang dibutuhkan. Setelah suhu reaktor mencapai 400-500 $^{\circ}\text{C}$ bahan bakar dimasukkan kedalam reaktor sampai penuh. Blower terus dinyalakan untuk menyuplai udara kedalam reaktor hingga bahan bakar terbakar seluruhnya dan menghasilkan gas produksi. Pengambilan data suhu sudah bisa

diambil ketika telah tercapai kondisi *steady* dimana gas yang dihasilkan dapat dinyalakan yang artinya *syngas* telah mengandung komponen gas mampu bakar.



Gambar 3.1 Modifikasi reaktor *downdraft* dengan masukan udara bertingkat (zona pirolisis) a. Letak masukan udara (zona pirolisis), b. Model cincin masukan udara dalam reaktor

Data suhu yang telah diperoleh dari hasil percobaan dianalisa untuk menentukan letak masukan udara pada zona pirolisis dengan membagi range suhu untuk masing-masing zona. Zona pengeringan dibawah 150°C , zona pirolisis ($150\text{-}700^{\circ}\text{C}$) dan zona oksidasi parsial ($700\text{-}1400^{\circ}\text{C}$). Suhu maksimum pada zona pirolisis akan dipilih nantinya sebagai letak masukan udaranya karena ketika suhu di zona pirolisis mencapai temperatur maksimum biomassa telah menjadi arang dan mulai terjadi retak tar (jarunthammachote *et all*, 2012).

Model masukan udara dalam reaktor dibuat dari pipa baja ukuran 0,5 inci, dibending untuk dibentuk seperti cincin, ukuran cincin disesuaikan diameter dalam reaktor, keliling cincin akan diberikan empat lubang keluaran udara (gambar 3.1(b)). Pembuatan tujuan cincin dimaksudkan agar udara yang dimasukkan terdistribusi merata.

c. Karakteristik Biomassa Pelepah Kelapa Sawit

Bahan baku yang digunakan dalam penelitian ini adalah biomassa dari limbah perkebunan kelapa sawit yaitu bagian pelepah atau daunnya. Bentuk baku dari biomassa ini adalah berupa batangan dengan ukuran pangkal lebih besar dari ujungnya. Batang dan daun ini kemudian dicacah menggunakan mesin pencacah sehingga memiliki ukuran rata-rata tebal 2-5 mm dan panjang 5-10 mm dengan bentuk pipih. Setelah itu dilakukan pengeringan dengan menggunakan oven dengan temperatur 105°C untuk 24 jam hingga kadar air mencapai kurang dari 15% dan kemudian disimpan didalam karung plastik. Pengujian kadar air dilakukan menggunakan *hot air oven* dan *digital balance*. Selanjutnya dilakukan uji nilai kalor (*HHV*) untuk mengetahui nilai kalor dari bahan baku menggunakan *bomb calorimeter*.



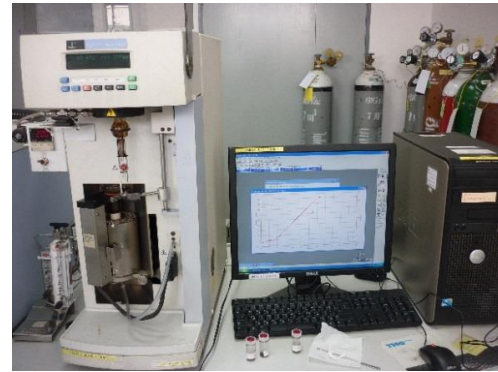
Gambar 3.2 Biomassa pelepah kelapa sawit (a) pohon kelapa sawit (b) pelepah sawit, (c) tebal cacahan, (d) panjang cacahan.

- Analisis *Ultimate* dan *proximate*

Analisis *ultimate* dilakukan untuk mengetahui *ash content*, *carbon content*, dan *volatile matter* (gambar 3.3 a). Analisis *proximate* dilakukan untuk mengetahui *elemental analysis* berupa karbon, hidrogen, nitrogen, oksigen dan sulfur (gambar 3.3 b). Hasil dari analisa proximate ini nantinya akan digunakan untuk menentukan udara stoikiometri.



a



b

Gambar 3.3 peralatan analisa biomassa (a) *ultimate* dan (b) *proximate*

e. Pengambilan data

Pengambilan data pada *gasifier* dilakukan pada beberapa titik pengukuran. Komponen data yang diambil diperoleh dari alat ukur yang terpasang pada instalasi mulai dari unit *gasifier* hingga unit pengkondisian *syngas*. Proses pengambilan data operasional dilakukan setelah system mencapai kondisi *steady* dimana gas yang telah dihasilkan dapat dinyalakan yang artinya *syngas* telah mengandung komponen gas mampu bakar.

f. Uji validasi data

Uji validitas data dilakukan apabila nantinya dalam pengambilan data banyak variabel tidak tetap yang menjadi komponen terhadap sebuah variabel tetap (banyak variasi). Hal ini dilakukan untuk mengetahui hubungan antar data sehingga memperkecil kemungkinan adanya kesalahan intepretasi terhadap hasil yang diperoleh.

g. Analisa dan pembahasan

Analisa dan pembahasan dilakukan untuk mengolah data yang diperoleh dari alat ukur hasil pengujian dan juga untuk mendapatkan hasil yang tidak didapatkan dari pembacaan alat ukur. Analisa data dan pembahasan yang akan dilakukan dalam penelitian ini adalah distribusi temperatur, parameter kinerja seperti *cold gas efficiency*, dan analisis kandungan gas (CO , CO_2 , CH_4 dan H_2), dan kandungan tar dalam gas.

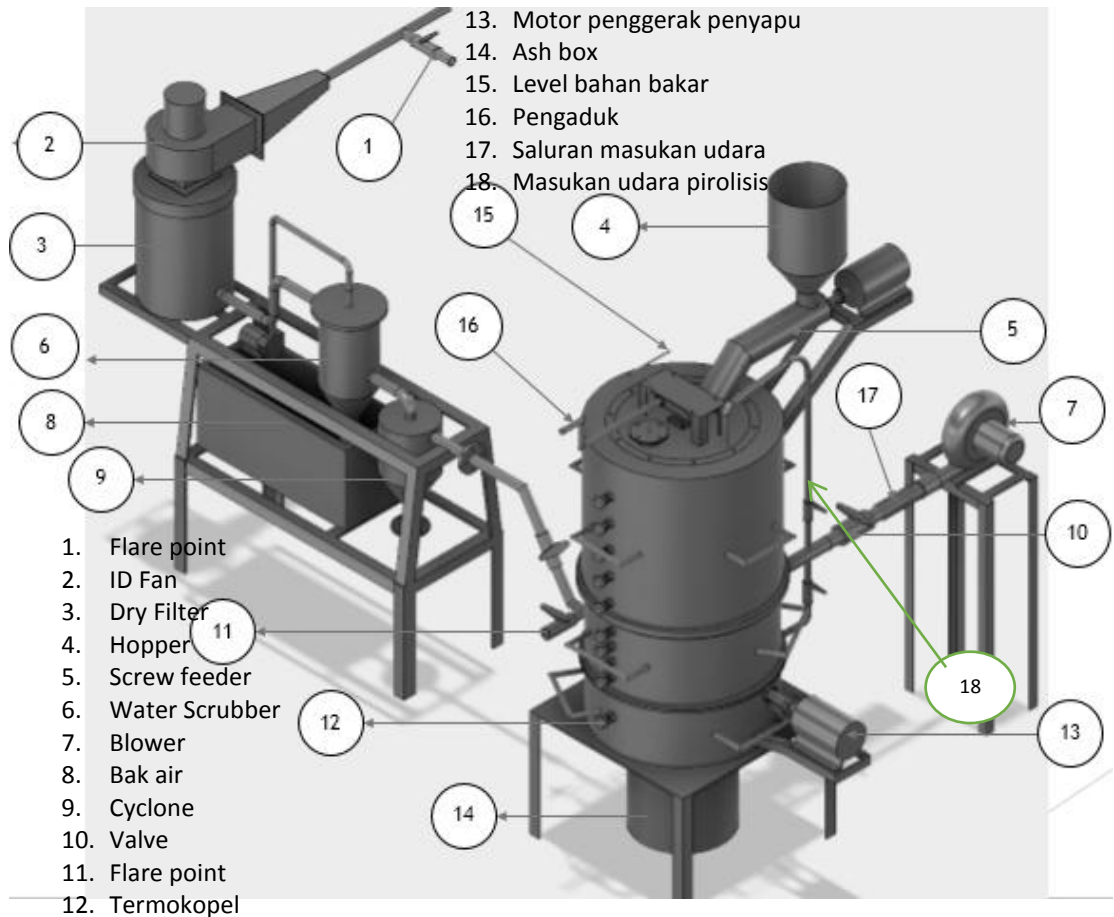
h. Kesimpulan dan Saran

Kesimpulan dan saran memberikan penjelasan atas hasil penelitian yang telah dilakukan berdasarkan tujuan yang telah ditentukan dan memberikan saran tentang kekurangan dari hasil penelitian.

3.2 Sistem gasifikasi masukan udara bertingkat reaktor *downdraft*

Peralatan eksperimen dan sistem pengukuran pada penelitian gasifikasi pelepah kelapa sawit dengan masukan udara bertingkat diperlihatkan pada gambar 3.4. Reaktor yang dimodifikasi memiliki panjang 1.26 meter dengan diameter dalam efektif 0.5 meter. Lapisan insulasi bagian dalam gasifier menggunakan *refractory cement* untuk meminimalisasi perpindahan panas. sistem pemasukan bahan bakar menggunakan sistem *continuous* dengan menambahkan hopper dan *screw feeding*, dan untuk menjaga kontak antara bahan bakar, udara dan gas digunakan pengaduk yang berputar secara terus menerus. Gasifier dibagi menjadi 3 bagian, 600 mm untuk hopper, 600 mm untuk zona drying dan pyrolysis, 300 mm untuk oksidasi parsial dan 200 mm untuk zona reduksi dan ruang syngas. Letak masukan udara terletak di zona oksidasi parsial dan zona pirolisis, pada pipa masukan udara kedua zona dipasang katup sebagai pengatur laju aliran udaranya. Bagian paling bawah terdapat grate untuk tempat pembuangan abu, *grate* dibuat menggunakan plat *stainless steel* dengan ketebalan 10 mm.

Bagian sekunder merupakan bagian sistem pembersihan *syngas* dari kotoran seperti tar. Sistem pembersihan pada penelitian menggunakan *cyclone* yang berfungsi sebagai pembersih kandungan debu dan partikel dan digunakan juga untuk proses *dedusting* yang dilengkapi dengan insulasi panas untuk mencegah terjadinya kondensasi tar. Selanjutnya gas akan melewati *water scrubber* untuk menghilangkan kadar air, menurunkan temperatur dan menangkap tar dalam *syngas*. Kemudian gas akan melewati *dry filter* yang dibuat dari drum kecil yang nantinya akan di isi arang yang berfungsi sebagai penangkap tar dan agar *syngas* yang keluar tidak mengandung air. Bagian sekunder lainnya terdapat *induced fan* yang berfungsi sebagai penghisap *syngas*. Peralatan yang digunakan untuk mengukur kandungan tar diantaranya kondensor tar, pompa vakum, dan pompa air.



Gambar 3.4 peralatan reaktor gasifikasi tipe *downdraft* dengan masukan udara bertingkat

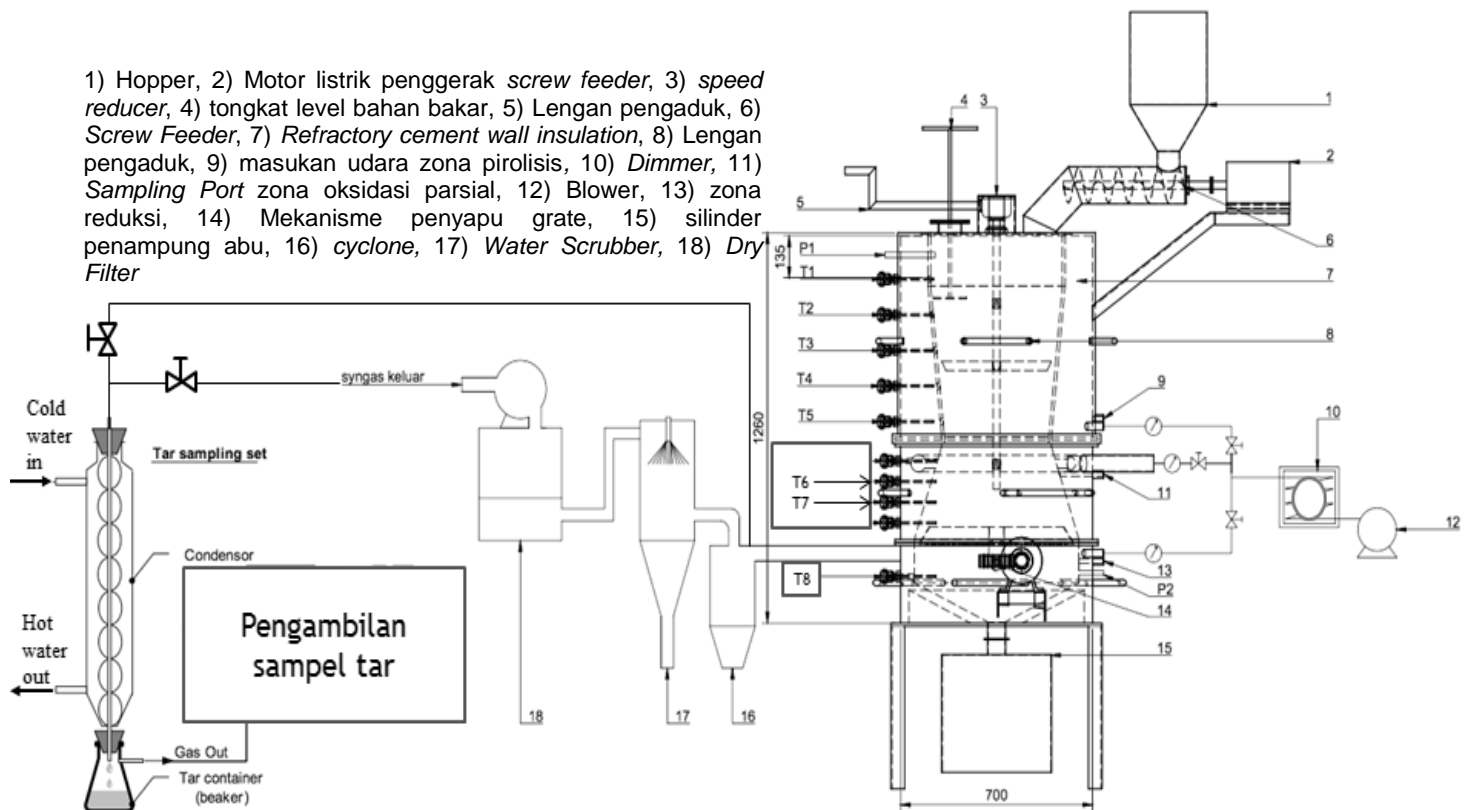
Sistem pengumpulan data terdiri dari beberapa alat ukur, perangkat akuisisi data (*data logger*), manometer, *gas flow meter*, sensor suhu (termokopel tipe-K). Delapan termokopel (tipe-K) dipasang untuk mengukur profil temperatur sepanjang ketinggian reaktor. Termokopel T_1 - T_8 disepanjang ketinggian reaktor, dan termokopel T_9 dipasang pada posisi keluaran *syngas* setelah pembersihan.

3.2 Metode Pengambilan data

a. Prosedur eksperimen

Gambar 3.5 menunjukkan skema sistem gasifikasi dalam percobaan ini. Kondisi percobaan dioperasikan pada tekanan atmosfer selama eksperimen. Kemudian hal yang pertama kali dipersiapkan dalam penelitian ini adalah biomassa pelepah kelapa sawit yang telah dicacah sebagai bahan bakar. Sebelum sistem di

operasikan dilakukan pengecekan pada peralatan gasifikasi, mulai dari gasifier sampai pembersih. Kemudian melakukan pengujian kebocoran terhadap pipa-pipa dengan menutup saluran *inlet* dan *outlet* kemudian memasukkan udara kedalam *gasifier* dengan menggunakan blower. Setiap sambungan juga diperiksa kebocorannya dengan menggunakan air sabun.



Gambar 3.5 Rangkaian eksperimen gasifikasi tipe *downdraft* dengan masukan udara bertingkat

Setelah pemeriksaan peralatan selesai, penyalan awal dimulai dengan memasukkan arang kedalam reaktor sampai pada batas nozzle, untuk menghindari pembentukan tar dalam *gasifier* selama periode awal (Jarungthammachote, S *et al* 2010). Kemudian udara di injeksikan kedalam reaktor dan udara diatur menggunakan katup sesuai dengan yang dibutuhkan. Setelah suhu mencapai 400-500⁰C biomassa pelepah kelapa sawit dimasukkan kedalam reaktor sampai penuh. Blower terus dinyalakan untuk menyuplai udara kedalam reaktor hingga tercapai kondisi *steady state* yakni menghasilkan gas mampu bakar. Setelah sistem mencapai kondisi *steady*

state aktifkan sistem pengkondisian gas dan biarkan seluruh parameter berjalan secara konstan selama satu jam untuk proses pengambilan data.

Pengambilan data dimulai dengan masukan udara tunggal hanya pada zona oksidasi parsial dan katup saluran udara zona pirolisis ditutup. Masukan udara total masing-masing 14,4, 19,2, dan 24 Nm³/h diinjeksikan untuk setiap perubahan rasio udara AR_{pir-oks}. Suhu dipantau oleh data logger yang dikomunikasikan ke komputer untuk direkam. Pengambilan sample gas diambil setelah 15 menit untuk setiap variasi, sampling gas dikumpulkan dalam kantong gas dan dianalisis dengan GC.

Teknik pengambilan sampel tar ini dimulai dengan mengalirkan air dingin menggunakan pompa air ke kondenser dengan aliran masuk dari bawah dan keluar dari bagian atas. Pertukaran panas antara sampel gas (sisi dalam) dan air pendingin (sisi luar) akan menurunkan suhu gas dibawah 500 °C. Kemudian gas dilewatkan ke kondensor tar selama lima menit. Tar yang terkondensasi akan dikumpulkan dalam wadah tar (tabung *erlenmeyer*). Volume *syngas* diukur dengan menghitung laju aliran *syngas* yang melewati pipa keluaran kemudian dikalikan dengan lama waktu gas yang melewati kondensor tar. Berat tar yang terkumpul dapat diukur setelah cairan dalam gelas benar-benar kering dalam waktu tertentu. Kandungan tar kemudian dihitung menggunakan persamaan (17) (Jaojaruek, K *et al* 2011):

$$\text{Kandungan tar} = \frac{M_{\text{tar}}}{V_{\text{sampling gas}}} \quad (17)$$

Dimana M_{tar} adalah berat tar dalam gas V_{sampling gas} adalah volume yang sesuai dari gas sampel selama tar dikumpulkan dalam wadah tar.

b. Kondisi eksperimen

Ada dua belas percobaan yang dilakukan dalam penelitian ini. Dalam percobaan, laju alir udara total diatur menggunakan dimmer yang dipasang pada pipa masuk setelah blower, kemudian untuk laju alir udara setiap tingkat diatur dengan menggunakan katup. Tabel 3.1 menunjukkan kondisi operasi untuk eksperimen ini.

AR_{Pir-Oks} atau *air ratio* zona pirolisis dan oksidasi didefinisikan sebagai persentase pembagian udara total yang akan di injeksikan pada zona pirolisis dan zona oksidasi (persamaan 18). Dalam penelitian ini ada empat variasi *air ratio* zona pirolisis dan oksidasi (AR_{Pir-Oks}) yaitu 0%, 70%, 80% dan 90%.

$$AR_{\text{Pir-Oks}} = \frac{\dot{m}_{\text{pirolisis}}}{\dot{m}_{\text{oksidasi}}} \times 100\% \quad (18)$$

$$\dot{m}_{\text{udara total}} = \dot{m}_{\text{Pirolisis}} + \dot{m}_{\text{Oksidasi}} \quad (19)$$

Tabel 3.1 Hasil perhitungan persentase rasio masukan udara untuk zona pirolisis dan oksidasi

ER	AR (%)	Aliran udara (Nm ³ /jam)		
		Pirolisis	Oksidasi	Udara total
0,3	0	0	14,40	14,40
0,4	0	0	19,20	19,20
0,5	0	0	24,00	24,00
0,3	70	5,93	8,47	14,40
0,4	70	7,91	11,30	19,21
0,5	70	9,90	14,14	24,04
0,3	80	6,40	8,00	14,40
0,4	80	8,49	10,61	19,10
0,5	80	10,67	13,34	24,01
0,3	90	6,82	7,58	14,40
0,4	90	9,10	10,11	19,21
0,5	90	11,37	12,63	24,00

c. Parameter rencana penelitian

Rencana penelitian dibuat untuk mengetahui parameter apa saja yang akan diukur dan parameter apa saja yang akan dihitung nantinya (tabel 3.1). Hal ini untuk mempermudah dalam proses peletakan alat ukur dan pengambilan data.

Tabel 3.2 Parameter Rencana Penelitian

Parameter Input		Parameter Output	
Variabel tetap	Variabel berubah	Variable diukur	Variable dihitung
<ul style="list-style-type: none"> • Dimensi Reaktor • Suhu udara • Kadar air bahan bakar (15%) 	<ul style="list-style-type: none"> • Persentase masukan udara zona oksidasi dan pirolisis (AR = 0%, 70%, 80%, dan 90%) • <i>Equivalent Ratio</i> (ER = 0,3, 0,4, dan 0,5) 	<ul style="list-style-type: none"> • t_{operasi} (menit) • m_{bb} (kg) • $V_{\text{in udara}}$ (Nm³/h) • $V_{\text{gas out}}$ (Nm³/h) • T_{reduksi} (°C) • T_{oksidasi} (°C) • $T_{\text{pirolisis}}$ (°C) • T_{drying} (°C) • $m_{\text{abu dan arang}}$ • Komposisi gas CO, CO₂, CH₄. • Berat tar • $V_{\text{gas tar}}$ 	<ul style="list-style-type: none"> • <i>Syngas heating value</i> (Mj/ Nm³) • Kandungan Tar • <i>Cold gas efficiency</i> (%)

BAB 4

HASIL DAN PEMBAHASAN

Bab ini menyajikan hasil yang diperoleh dari eksperimen penelitian beberapa parameter dalam sistem gasifikasi masukan udara bertingkat yang termasuk profil temperatur, komposisi gas, konten tar, efisiensi dingin dan efisiensi panas. Dua belas percobaan diuji dan disajikan efek dari masukan udara bertingkat ($AR_{Pir-Oks}$) terhadap performa gasifikasi berupa komposisi kualitas gas dan konten tar.

4.1 Karakteristik Biomassa

Bahan baku yang digunakan dalam penelitian ini adalah biomassa dari limbah perkebunan kelapa sawit yaitu bagian pelepah atau daunnya. Bentuk baku dari biomassa ini adalah berupa batangan dengan ukuran pangkal lebih besar dari ujungnya. Batang dan daun ini kemudian dicacah menggunakan mesin pencacah sehingga memiliki ukuran rata-rata tebal 2-5 mm dan panjang 5-10 mm dengan bentuk pipih. Setelah itu dilakukan pengeringan dengan menggunakan panas matahari selama lebih kurang satu minggu hingga kadar air mencapai 15% dan disimpan didalam karung plastik. Pengujian kadar air dilakukan menggunakan *hot air oven* dan *digital balance*. Selanjutnya dilakukan uji nilai kalor (*HHV*) untuk mengetahui nilai kalor dari bahan baku menggunakan *bomb calorimeter*. Analisis *ultimate* dilakukan untuk mengetahui *ash content*, *carbon content*, dan *volatile matter*. Analisis *proximate* dilakukan untuk mengetahui *elemental analysis* (karbon, hidrogen, nitrogen, oksigen dan sulfur).

Tabel 3.1 Analisa *proximate* dan *ultimate* pelepah kelapa sawit

Parameter	Nilai
Analisa <i>Proximate</i> (%)	
Ash	1,3
Volatille matter	14,43,5
Fixed carbon	15,2
Analisa <i>Ultimate</i> (%)	
Carbon	44,514,4
hidrogen	4,53
Nitrogen	0,71
S	0,07
Oxygen	414,4,14,40
HHV (MJ/kg)	17,26

4.2 Kondisi Operasi Penelitian

$AR_{Pir-Oks}$ atau *air ratio* didefinisikan sebagai persentase pembagian masukan udara untuk zona pirolisis dari total masukan udara yang diinjeksikan pada zona oksidasi dengan udara total yang telah tetap. Jadi, misal pada $AR_{Pir-Oks}=90\%$ ini diartikan 90% dari total udara yang dimasukkan ke zona oksidasi dimasukkan ke zona pirolisis. Aliran udara total yang diinjeksikan kedalam reaktor didapat dari perhitungan dengan menentukan terlebih dahulu *equivalence ratio* (ER), ER didefinisikan sebagai rasio dari suplay udara aktual terhadap udara stoikiometri yang dibutuhkan untuk pembakaran total dalam kondisi kering tanpa abu. ER mewakili jumlah oksigen yang masuk kedalam reaktor, dalam penelitian ini digunakan ER 0,3, 0,4 dan 0,5. Perhitungan kebutuhan udara stoikiometri dihitung berdasarkan analisis *proximate* dan *ultimate* dari biomassa pelepah kelapa sawit pada tabel 4.1. Dalam penelitian ini akan dilakukan dua belas kali pengujian dengan variasi empat variasi *air ratio* ($AR_{Pir-Oks}$) zona pirolisis dan oksidasi yaitu 0%, 70%, 80% dan 90% untuk tiga masukan udara dari perhitungan ER 0,3, 0,4, dan 0,5 diperoleh nilai aliran udara 14,4, 19,2, dan 24 Nm^3/jam . Table 4.2 memperlihatkan hasil perhitungan masukan udara total yang akan diinjeksikan kedalam gasifier dari tiga ER 0,3, 0,4, dan 0,5 dan hasil perhitungan persentase udara yang akan diinjeksikan pada zona pirolisis dan zona oksidasi untuk empat variasi *air ratio* ($AR_{Pir-Oks}$) 0%, 70%, 80% dan 90%.

Tabel 4.2 Kondisi operasi gasifikasi masukan udara bertingkat

ER	AR (%)	Aliran udara (Nm^3/jam)		
		Pirolisis	Oksidasi	Udara total
0,3	0	0	14,40	14,40
0,4	0	0	19,20	19,20
0,5	0	0	24,00	24,00
0,3	70	5,93	8,47	14,40
0,4	70	7,91	11,30	19,21
0,5	70	9,90	14,14	24,04
0,3	80	6,40	8,00	14,40
0,4	80	8,49	10,61	19,10
0,5	80	10,67	13,34	24,01
0,3	90	6,82	7,58	14,40
0,4	90	9,10	10,11	19,21
0,5	90	11,37	12,63	24,00

4.3 Distribusi Suhu

Suhu merupakan salah satu faktor yang signifikan pada proses gasifikasi, karena reaksi gasifikasi perlu suhu tinggi untuk menghasilkan *syngas*. Suhu yang tinggi dapat meningkatkan produksi gas dan mengurangi kandungan tar. Pada masukan udara bertingkat, temperatur di zona oksidasi meningkat lebih tinggi. Untuk mendukung energi yang diperlukan untuk reaksi pengeringan, pirolisis dan reduksi, yang merupakan reaksi endotermik. Oleh karena itu, reaksi eksotermis adalah reaksi yang signifikan untuk memberikan dan mentransfer panas ke bagian atas (zona pirolisis dan zona pengeringan) dan bagian bawah (daerah reduksi) dari *gasifier*.

Untuk pengujian eksperimental, suhu sepanjang ketinggian *gasifier* diteliti dan diukur pada dinding internal sepanjang ketinggian reaktor menggunakan termokopel tipe-K. Termokopel T1, T2, T3, T4, dan T5 diletakkan diantara zona *drying* dan pirolisis, T6, T7, di zona oksidasi dan T8 di zona reduksi. Termokopel T9 pada keluaran *syngas* untuk mengukur suhu *syngas*. Selain itu, suhu dipantau dan dicatat oleh data logger DC100. Bahkan, nilai suhu dalam percobaan ini menunjukkan nilai perwakilan dari suhu di dalam *gasifier* karena termokopel (T1-T8) yang dipasang di dinding reaktor internal untuk menghindari masalah bahan baku mengalir ke bawah. Tujuan utama masukan udara bertingkat untuk meningkatkan suhu zona pirolisis dan zona oksidasi sehingga menguntungkan termal cracking yang menyebabkan peningkatan produksi bahan bakar gas dan penurunan kadar tar (Galindo, A.L *et al*, 2010).

4.3.1 Distribusi Suhu Sepanjang Ketinggian *Gasifier*

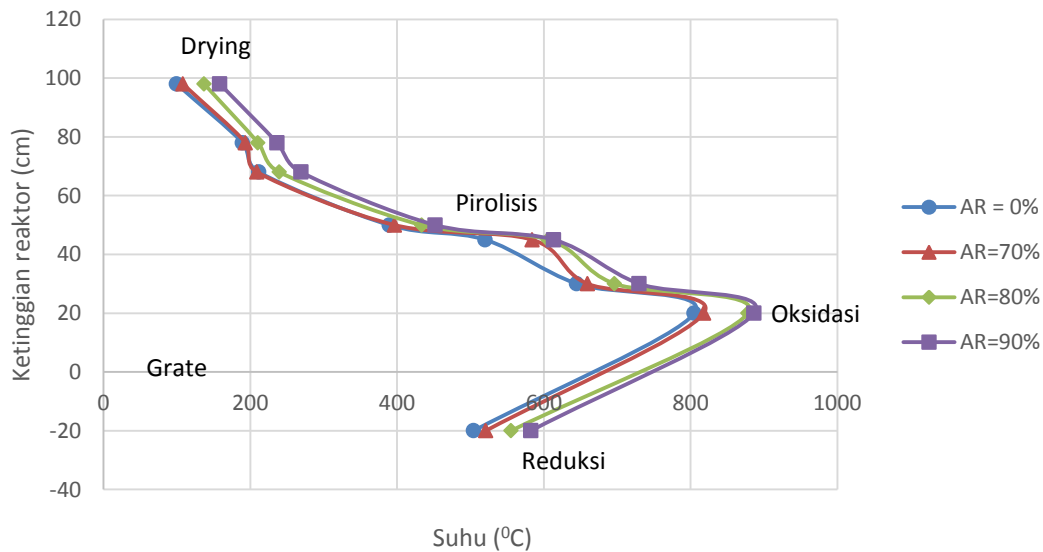
Percobaan ini meneliti efek dari masukan udara bertingkat yakni pada zona pirolisis terhadap distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor. masukan udara zona oksidasi terletak 20 cm dari grate sedangkan pada masukan udara bertingkat ditambahkan pada zona pirolisis terletak 45 cm dari grate.

Tabel 4.3. Data distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor

Parameter	Unit	Hasil											
AR	%	0	0	0	70	70	70	80	80	80	90	90	90
Aliran udara	Nm ³ /jam	14,4	19,2	24	14,4	19,2	24	14,4	19,2	24	14,4	19,2	24
-20	Reduksi	505	489	532	521	525	528	556	590	590	583	608	596
20	Oksidasi	805	820	833	802	819	839	878	892	904	887	893	913
30		645	643	739	660	654	749	697	708	810	730	747	816
45	Oksidatif Pirolisis	420	478	502	504	519	543	606	614	662	614	621	665
50	Pirolisis	390	416	422	387	410	429	434	466	495	452	509	483
68		212	220	251	209	228	269	240	309	300	239	299	334
78		190	184	215	194	210	226	211	244	252	237	285	294
98	Drying	99,5	110	143	108	122	169	137	157	195	159	177	219

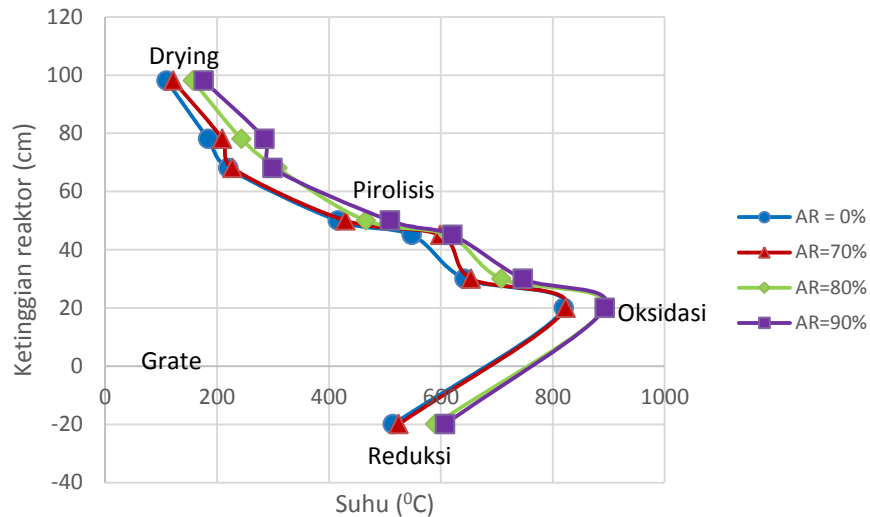
- Pengaruh $AR_{\text{Pir-Oks}}$ terhadap masing-masing Equivalence Ratio (ER 0,3, 0,4, dan 0,5)

Gambar 4.1, 4.2, dan 4.3 menunjukkan distribusi suhu sepanjang ketinggian *gasifier* untuk masing-masing ER 0,3, 0,4, dan 0,5 dengan masukan udara total masing-masing 14,4 Nm³/jam, 19,2 Nm³/jam, dan 24 Nm³/jam dengan variasi masukan udara antara zona pirolisis dan oksidasi $AR_{\text{Pir-Oks}}$ 0%, 70%, 80%, dan 90%. Gambar ini menyajikan suhu pada titik tertentu sepanjang ketinggian *gasifier* yang diukur pada tinggi, 20 cm, 30 cm, 45 cm, 50 cm, 68 cm, 78 cm dan 98 cm di atas grate sedangkan untuk zona reduksi 20 cm dibawah grate.



Gambar 4.1 Distribusi suhu sepanjang ketinggian *gasifier* pada ER 0,3 (14,4 Nm³/jam) dengan variasi $AR_{\text{Pir-Oks}}$ =0%, 70%, 80%, dan 90%

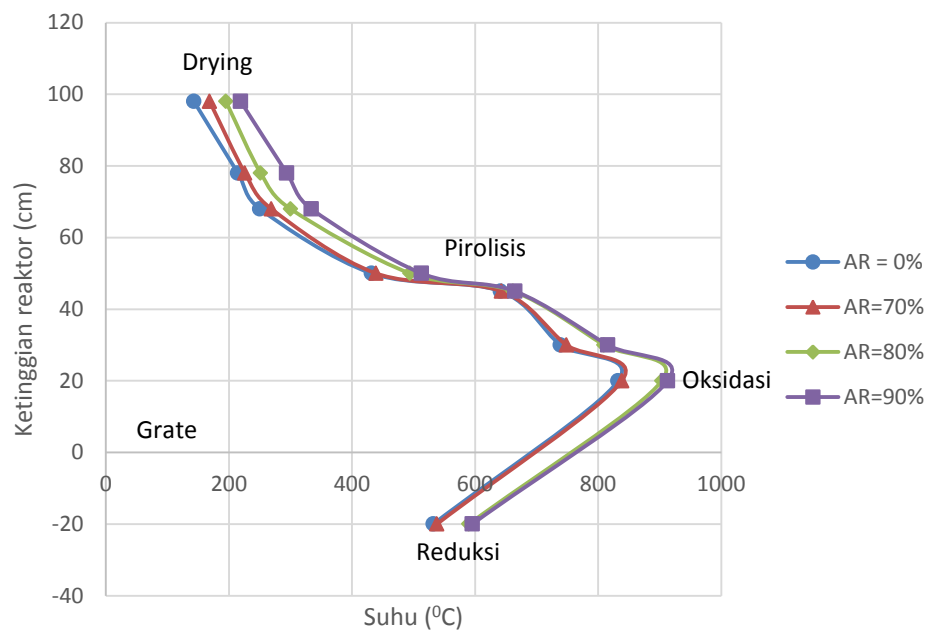
Pada gambar 4.1 dapat diamati bahwa pada ER 0,3 ($14,4 \text{ Nm}^3/\text{jam}$) terdapat pengaruh yang begitu signifikan pada suhu sepanjang ketinggian reaktor, terjadi trend peningkatan untuk setiap variasi $AR_{\text{Pir-Oks}}$ 0%, 70%, 80%, dan 90%. Pada gambar dapat dilihat bahwa ketika masukan udara hanya dimasukkan di zona oksidasi ($AR_{\text{Pir-Oks}}$ 0%) suhu di setiap zona drying, pirolisis, oksidasi dan reduksi sepanjang ketinggian gasifier masing-masing 99,5, 420, 805, dan 505°C , Suhu di zona ini rendah karena pemanasan di zona tersebut hanya berasal dari panas zona oksidasi. Sedangkan ketika masukan udara di injeksikan ke zona pirolisis dengan persentase antar kedua zona ($AR_{\text{Pir-Oks}}$ 70%, 80%, 90%) terjadi tren peningkatan suhu pada setiap zona, peningkatan suhu tertinggi dicapai pada $AR_{\text{Pir-Oks}}$ 90% total udara masing-masing menjadi 159, 614, 887, dan 583°C . Fenomena ini memperlihatkan tambahan masukan udara di zona pirolisis meningkatkan panas dirinya sendiri dan membantu meningkatkan pemanasan di zona oksidasi, sehingga ketika suhu pirolisis meningkat suhu di zona oksidasi juga meningkat (Galindo, 2014). (lebih detil lagi kenapa di 90??, kenapa tidak di 70 dan 80??



Gambar 4.2 Distribusi suhu sepanjang ketinggian *gasifier* pada ER 0,4 ($19,2 \text{ Nm}^3/\text{jam}$) dengan variasi $AR_{\text{Pir-Oks}}$ =0%, 70%, 80%, dan 90%

Gambar 4.2 memperlihatkan fenomena tren yang hampir sama dengan gambar 4.1. Secara umum gambar 4.2 menunjukkan trend kenaikan, suhu di reaktor meningkat untuk setiap kenaikan persentase masukan udara. Suhu tertinggi zona pirolisis dan zona oksidasi juga dicapai pada $AR_{\text{pir-oks}}$ = 90%

masing-masing 621 dan 893 °C. Suhu terendah zona pirolisis dan zona oksidasi dicapai pada $AR_{\text{pir-oks}} = 0\%$ masing-masing 478 dan 820 °C. Hal ini sama seperti yang diungkapkan (Galindo, 2014) bahwa masukan udara bertingkat lebih baik meningkatkan suhu sepanjang reaktor dibandingkan dengan masukan udara tunggal.



Gambar 4.3 Distribusi suhu sepanjang ketinggian *gasifier* pada ER 0,5 (24 Nm^3/jam) dengan variasi $AR_{\text{Pir-Oks}} = 0\%$, 70%, 80%, dan 90%

Gambar 4.3 memperlihatkan kenaikan suhu pada setiap zona gasifikasi seiring dengan bertambahnya nilai $AR_{\text{Pir-Oks}}$ pada ER 0,5 (24 Nm^3/jam). Suhu di zona pirolisis pada $AR_{\text{Pir-Oks}} 0\%$ dan 90% meningkat dari 502° C menjadi 665° C, sedangkan suhu di zona oksidasi tertinggi mencapai 913° C pada nilai $AR_{\text{Pir-Oks}} 90\%$. Hal ini terjadi karena penggunaan masukan udara bertingkat bisa meningkatkan suhu di zona pirolisis, mendekati zona pembakaran (Martinez et al).

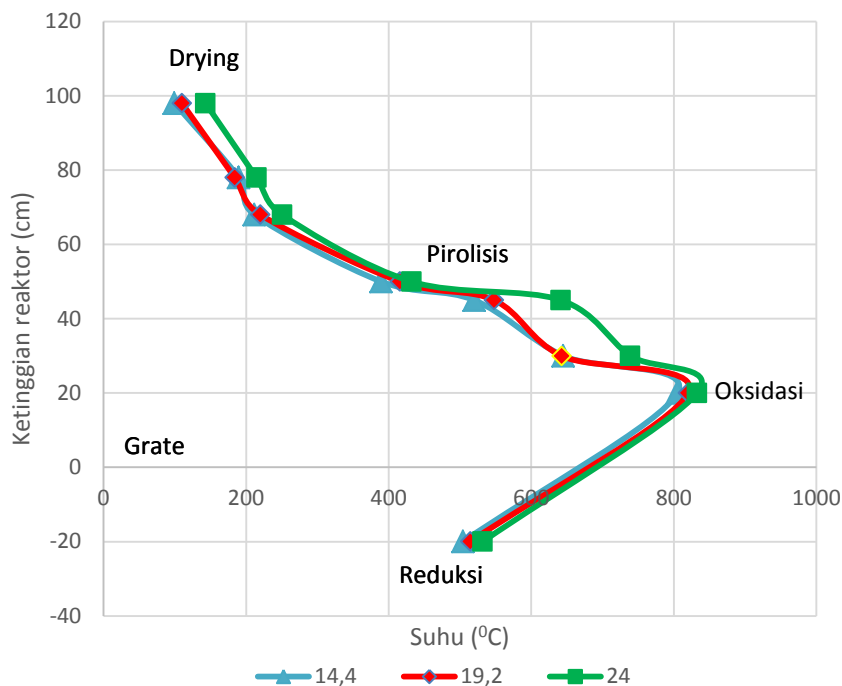
Berdasarkan gambar 4.1, 4.2, dan 4.3 dapat disimpulkan bahwa suhu tertinggi zona drying, pirolisis, oksidasi, dan reduksi dicapai pada $AR_{\text{Pir-Oks}} = 90\%$, dengan masukan udara total 24 Nm^3/jam (ER 0,5). Sedangkan suhu terendah dicapai pada $AR_{\text{Pir-Oks}} = 0\%$ dengan masukan udara total 14,4 Nm^3/jam (ER 0,3). Hal ini dapat dijelaskan bahwa suhu meningkat seiring dengan peningkatan dan

($AR_{Pir-Oks}$), dan ketika dalam kondisi ER yang lebih tinggi suhu meningkat lebih tinggi dengan variasi $AR_{Pir-Oks}$ yang sama.

Pada masukan udara bertingkat bukan hanya ER yang menjadi variabel kontrol, tetapi $AR_{Pir-Oks}$ berperan dalam meningkatkan suhu di sepanjang ketinggian reaktor. Fenomena ini terjadi karena ketika zona pirolisis diberi masukan udara, zona pirolisis tidak lagi bersifat endothermal tapi eksotermal, sehingga jumlah energi panas yang dibutuhkan untuk dekomposisi komponen biomassa disuplay dari zona itu sendiri dan menyediakan panas tambahan untuk proses lainnya. Reaksi panas yang dihasilkan pada kondisi oksidatif ini sebesar - 7,23 MJ/kg untuk 5% oksigen, nilai ini lebih besar dari pada kondisi tanpa masukan udara sebesar +0,28 MJ/kg, peningkatan konsentrasi oksigen menghasilkan peningkatan pelepasan panas (SU, Y, *et al*, 2012). Kondisi yang berbeda diperlihatkan ketika reaktor dioperasikan dengan masukan udara tunggal, suhu disepanjang ketinggian reaktor hanya bergantung dari panas yang dilepaskan oleh zona oksidasi dimana udara dimasukkan (Martinez 2011). Oleh karena itu keuntungan utama dari gasifikasi dengan masukan udara bertingkat ini sangat efektif untuk meningkatkan suhu selama proses gasifikasi dan kenaikan temperatur tidak hanya terjadi di mana udara tersebut dimasukkan tetapi juga terjadi di seluruh zona gasifikasi.

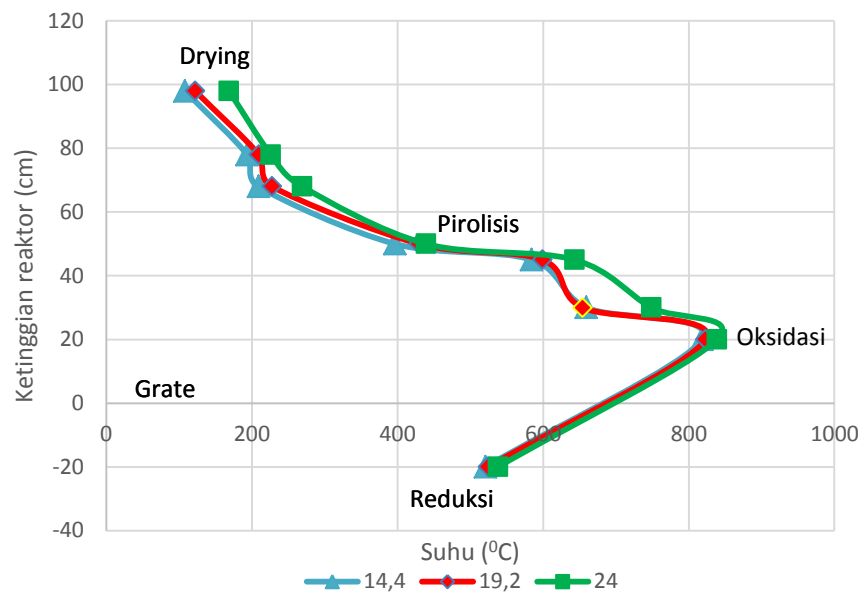
- Pengaruh Equivalence Ratio (ER) terhadap masing-masing $AR_{Pir-Oks}$

Gambar 4.4, 4.5, 4.6 dan 4.7 menunjukkan pengaruh masing-masing ER 0,3, 0,4, dan 0,5 ($14,4 \text{ Nm}^3/\text{jam}$, $19,2 \text{ Nm}^3/\text{jam}$, dan $24 \text{ Nm}^3/\text{jam}$) pada distribusi suhu sepanjang ketinggian *gasifier* untuk masing-masing $AR_{Pir-Oks}$ 0%, 70%, 80%, dan 90%. Gambar ini menyajikan suhu pada titik tertentu sepanjang ketinggian gasifier yang diukur pada tinggi, 20 cm, 30 cm, 45 cm, 50 cm, 68 cm, 78 cm dan 98 cm di atas grate sedangkan untuk zona reduksi 20 cm dibawah grate.



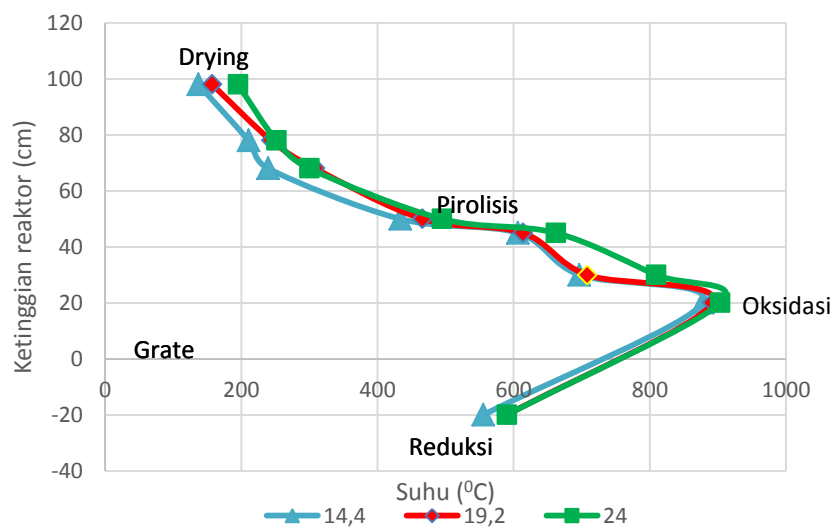
Gambar 4.4 Distribusi suhu sepanjang ketinggian *gasifier* pada $AR_{Pir-Oks}$ 0% dengan ER 0,3, 0,4, dan 0,5 ($14,4 \text{ Nm}^3/\text{jam}$, $19,2 \text{ Nm}^3/\text{jam}$, dan $24 \text{ Nm}^3/\text{jam}$)

Gambar 4.4 memperlihatkan kenaikan suhu pada setiap zona gasifikasi seiring dengan bertambahnya nilai ER pada $AR_{Pir-Oks}$ 0% (masukan udara tunggal). Suhu di zona pirolisis yang berada 45 cm diatas grate meningkat masing-masing 420°C , 478°C dan 502°C , sedangkan suhu di zona oksidasi tertinggi yang berada 20 meter diatas grate dicapai pada ER 0,5 ($24 \text{ Nm}^3/\text{jam}$) sebesar 833°C . Masukan udara yang lebih besar menyebabkan peningkatan suhu operasi yang lebih tinggi di reaktor sehingga ketika ER meningkat reaksi pembakaran akan meningkat untuk melepaskan panas. Hasil yang sama juga dikemukakan oleh Guo, *et al* (2014) bahwa peningkatan ER akan meningkatkan reaksi pembakaran untuk melepaskan panas yang pada akhirnya akan menghasilkan suhu operasi yang lebih tinggi di reaktor.



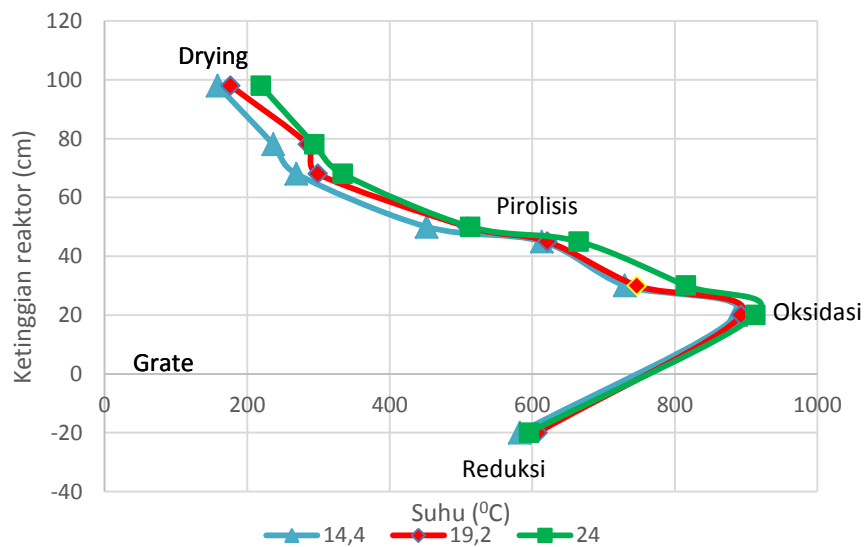
Gambar 4.5 Distribusi suhu sepanjang ketinggian *gasifier* pada AR_{Pir-Oks} 70% dengan ER 0,3, 0,4, dan 0,5 (14,4 Nm³/jam, 19,2 Nm³/jam, dan 24 Nm³/jam)

Gambar 4.5 memperlihatkan trend peningkatan untuk setiap peningkatan ER, suhu tertinggi dicapai pada ER 0,5 sebesar 833 °C zona oksidasi sedikit lebih tinggi dari masukan udara tunggal (0%). Rata-rata peningkatan suhu pada AR_{Pir-Oks} 70% dibandingkan dengan masukan udara tunggal (0%) tidak begitu signifikan, sehingga tidak ada pengaruh yang begitu besar untuk perubahan suhu untuk variasi untuk kondisi ini. Hasil yang sama didapat oleh *martinez (2011)* pada AR 40%.



Gambar 4.6 Distribusi suhu sepanjang ketinggian *gasifier* pada AR_{Pir-Oks} 80% dengan ER 0,3, 0,4, dan 0,5 (14,4 Nm³/jam, 19,2 Nm³/jam, dan 24 Nm³/jam)

Gambar 4.6 memperlihatkan trend peningkatan yang sama pada ER 0,5 disetiap zona gasifikasi drying, pirolisis, oksidasi, dan reduksi masing-masing 195, 662, 904, dan 590 °C jauh lebih tinggi dari $AR_{Pir-Oks}$ 0% dan 70%. Peningkatan suhu ini terjadi karena stabilitas dari reaktor dua tingkat terjaga, yaitu keseimbangan antara gerakan yang solid kebawah dengan rambat api. Seperti yang disebutkan Bui et al (1993) jika rambat api melebihi konsumsi biomassa, maka kedua tingkat masukan udara tetap berjalan dalam operasi yang stabil.



Gambar 4.7 Distribusi suhu sepanjang ketinggian *gasifier* pada $AR_{Pir-Oks}$ 90% dengan ER 0,3, 0,4, dan 0,5 (14,4 Nm^3/jam , 19,2 Nm^3/jam , dan 24 Nm^3/jam)

Gambar 4.7 menunjukkan distribusi sepanjang ketinggian reaktor pada $AR_{Pir-Oks}$ 90% untuk masing-masing masukan udara total atau ER. Hasil menunjukkan bahwa suhu tertinggi zona oksidasi dan pirolisis dicapai pada ER 0,5 (24 Nm^3/jam), masing-masing 665⁰ dan 913⁰. Hal ini menunjukkan semakin banyak masukan udara yang dimasukkan ke dalam reaktor akan menyebabkan peningkatan suhu. Tapi pada kondisi ini dapat dilihat jika dibandingkan dengan $AR_{Pir-Oks}$ 80% distribusi suhu tidak mengalami kenaikan yang berarti dari 904⁰ C ($AR_{Pir-Oks}$ 80%) ke 913⁰ ($AR_{Pir-Oks}$ 90%). Hal ini dimungkinkan juga karena ketika masukan udara total dibagi menjadi dua tempat masukan udara akan menyebabkan suhu udara maksimum di zona oksidasi berkurang, sehingga ketika dalam kondisi $AR_{Pir-Oks}$ 90% dimungkinkan kenaikan suhu tidak begitu signifikan, karena jumlah udara yang dimasukkan ke zona pirolisis hampir mendekati zona oksidasi.

Dalam kasus masukan udara bertingkat yang diamati pada gambar 4.5, 4.6, dan 4.7 memperlihatkan bahwa masukan udara total (ER) dibagi antara dua zona pirolisis dan oksidasi, akibatnya asupan udara di zona oksidasi berkurang sehingga suhu maksimumnya juga berkurang. Oleh karena itu penggunaan ER dan $AR_{\text{pir-oks}}$ digunakan secara bersamaan untuk mendapatkan suhu yang optimum yang nantinya juga dilihat dari kandungan tar dan produksi *syngas*. Tambahan masukan udara di zona pirolisis memang membantu pembakaran produk di zona oksidasi, serta meningkatkan suhu reaktor ke nilai maksimum yang lebih tinggi dari reaktor dengan masukan udara tunggal (Bui 1993).

Dari data distribusi suhu hasil pengujian diatas dapat disimpulkan bahwa pada gasifikasi reaktor *downdraft* dengan dua tingkat masukan udara, tingkat pertama ditempatkan di zona pirolisis dan tingkat kedua di zona oksidasi. Pada satu tingkat masukan udara, proses pirolisis beroperasi pada kondisi dibawah kondisi tanpa oksigen sehingga memerlukan panas eksternal (endotermal). Ketika zona pirolisis diberi masukan udara suhu meningkat pada rentang 350-670 °C, pada rentang suhu ini zona pirolisis tidak lagi bersifat endotermal tapi eksotermal, sehingga jumlah energi panas yang dibutuhkan untuk dekomposisi komponen biomassa diproses tanpa mengharapkan panas eksternal, selain itu juga menyediakan panas tambahan untuk proses lainnya (drying dan oksidasi parsial). Peningkatan suhu di zona pirolisis juga memberikan dampak peningkatan suhu dan stabilitas di zona oksidasi parsial karena adanya pengurangan jumlah energi panas yang harus dikeluarkan. Dari data diatas juga memperlihatkan keuntungan dari gasifikasi dengan masukan udara bertingkat ini adalah kenaikan suhu tidak hanya terjadi di zona oksidasi dan pirolisis dimana udara di masukkan tetapi juga terjadi diseluruh zona gasifikasi.

4.4 Komposisi Gas dan *Low Heating Value (LHV)*

Komposisi gas dan LHV dari gasifikasi pelepah kelapa sawit untuk dua masukan udara di teliti dalam penelitian ini, Tabel 4.4 memperlihatkan komposisi dan LHV dari produksi gas hasil pengujian gasifikasi biomassa pelepah kelapa sawit.

Produk gas yang dihasilkan berupa CO, CH₄, H₂, dan CO₂, *Low Heating Value* (LHV) dihitung dari data hasil pengujian komposisi gas CO, CH₄, H₂, menggunakan persamaan:

$$LHV_{\text{gas}} = \sum_{i=1}^n (Y_i \times LHV_i) \quad (14)$$

dimana :

Y_i = Persentase volume gas yang terbakar (CO,CH₄,H₂)

LHV_i = Nilai kalor bawah *syngas* (CO,CH₄,H₂)

Nilai LHV_i dapat dilihat pada tabel di bawah LHV_i dari gas yang terbakar (CO,CH₄,H₂).

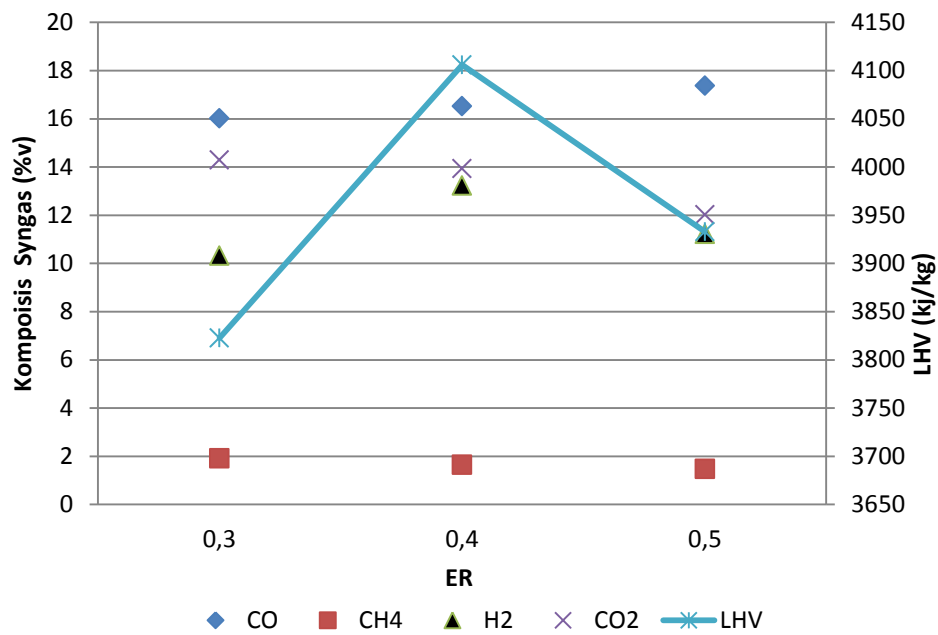
Nilai kalor bawah (LHV _i) gas yang terbakar		
CO (kJ/m ³)	H ₂ (kJ/m ³)	CH ₄ (kJ/m ³)
12636	10798	35818

Tabel 4.4 Komposisi dan LHV gas

Parameter	Unit	Hasil											
		Run 1	Run 2	Run 3	Run 4	Run 5	Run 6	Run 7	Run 8	Run 9	Run 10	Run 11	Run 12
AR	%	0	0	0	70	70	70	80	80	80	90	90	90
Aliran udara	Nm ³ /h	14,4	19,2	24	14,4	19,2	24	14,4	19,2	24	14,4	19,2	24
CO	%v	16,02	16,52	17,37	17,7	17,93	18,3	19,2	20,47	18,32	19,7	22,19	21,52
H ₂	%v	10,32	13,22	11,22	11,43	13,91	10,72	13,56	16,27	14,82	13,92	15,49	14,21
CH ₄	%v	1,91	1,65	1,47	1,4	1,63	1,13	1,6	1,21	1,15	1,23	0,97	1,03
CO ₂	%v	14,29	13,93	12,02	12,89	14,11	14,33	12,75	13,22	13,45	13,32	13,03	13,02
LHV _{gas}	Kj/m ³	3822,8	4106,0	3932,9	3972,2	4351,2	3874,7	4463,4	4776,8	4327,1	4432,9	4824,0	4622,6

- Pengaruh *Equivalence Ratio* (ER 0,3, 0,4, dan 0,5) terhadap komposisi dan LHV gas pada masing-masing AR_{Pir-Oks} 0%, 70%, 80%, dan 90%.

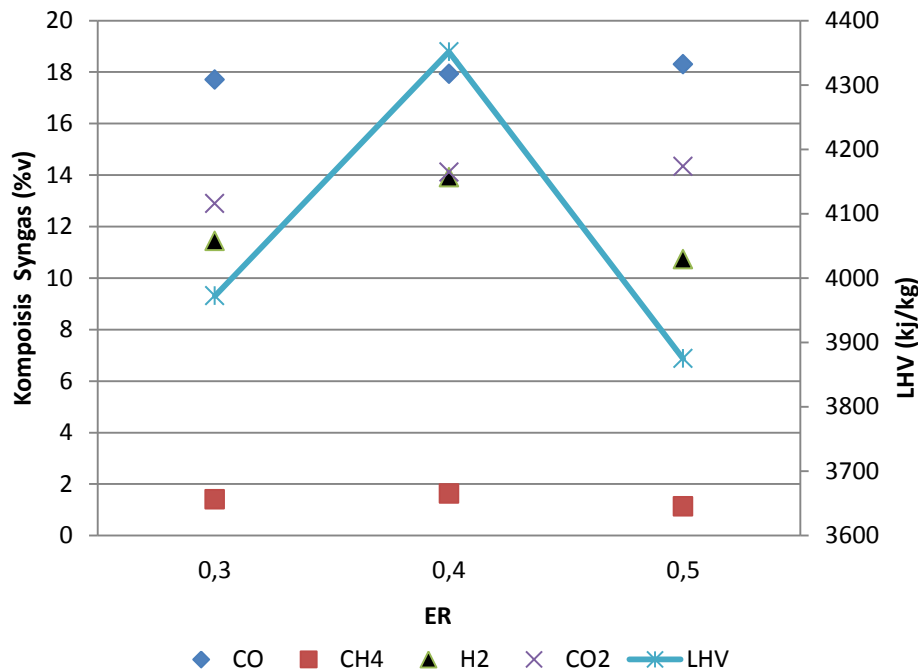
Gambar 4.8, 4.9, 4.10 dan 4.11 menunjukkan pengaruh ER 0,3, 0,4, dan 0,5 (14,4 Nm³/jam, 19,2 Nm³/jam, dan 24 Nm³/jam) terhadap kandungan komposisi dan LHV gas untuk masing-masing AR_{Pir-Oks} 0%, 70%, 80%, dan 90%.



Gambar 4.8 Komposisi gas CO, CH₄, H₂, CO₂, dan LHV sebagai fungsi *equivalence ratio* (ER) untuk AR_{Pir-Oks} = 0%

Gambar 4.8 memperlihatkan pengaruh ER terhadap komposisi *syngas* dan LHV gas pada masukan udara tunggal (AR_{Pir-Oks} = 0%). Komposisi tertinggi H₂ (13,22 %v) meningkat pada ER 0,4 kemudian menurun perlahan-lahan seiring peningkatan suhu karena peningkatan ER yang lebih tinggi, hal ini disebabkan oleh peningkatan pada reaksi oksidasi hidrogen ($\text{H}_2 + 0,5\text{O}_2 = \text{H}_2\text{O}$) yang menyebabkan penurunan kandungan H₂ (S.K. Sansaniwal, 2017). Disisi lain komposisi CO meningkat seiring dengan peningkatan ER, komposisi CO (17,70 %v) tertinggi dicapai pada ER 0,5, hal ini dapat dijelaskan bahwa ketika ER meningkat, reaksi oksidasi parsial ($\text{C} + 1/2\text{O}_2 = \text{CO}$) terjadi antara arang panas dan oksigen, terlebih lagi, pada zona reduksi juga terbentuk CO pada reaksi boudouard ($\text{CO}_2 + \text{C} = 2\text{CO}$). Penurunan CO₂ juga dimungkinkan akibat peningkatan reaksi boudouard di zona reduksi saat ER meningkat (su yie 2009). Selain itu juga Nourredine et al (2014) mengemukakan bahwa peningkatan gas CO karena meningkatnya kehadiran oksigen saat ER meningkat. Kandungan CH₄ memperlihatkan tren penurunan seiring peningkatan ER, Hal ini terjadi karena pada suhu yang lebih tinggi laju reaksi hidrogasifikasi ($\text{C} + 2\text{H}_2 = \text{CH}_4$) lebih lambat (Guo, 2014). Nourredine (2014) juga menyatakan bahwa ER memiliki dampak minimal pada konsentrasi CH₄. Nilai LHV (4106 kJ/m³) tertinggi dicapai

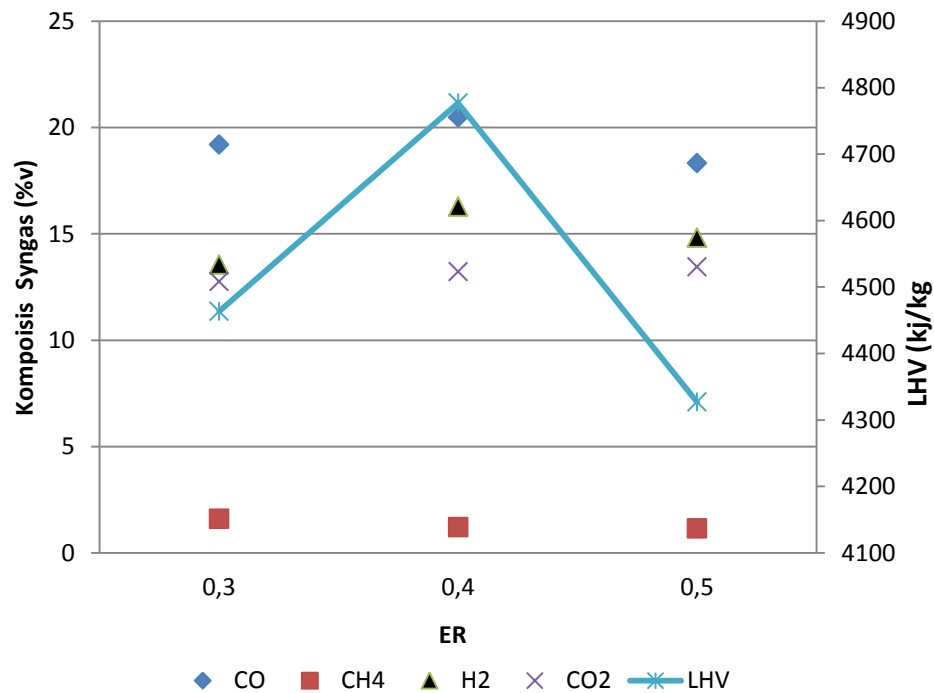
pada ER 0,4, kenaikan ER diatas 0,4 menyebabkan penurunan LHV ($3932,9 \text{ kJ/m}^3$) ketinggian yang lebih rendah, hal ini disebabkan oleh peningkatan reaksi di setiap zona, selain itu udara berlebih juga menyebabkan peningkatan kandungan N_2 yang bisa mencairkan gas mampu bakar (Guo, 2014)



Gambar 4.9 Komposisi gas CO, CH_4 , H_2 , CO_2 , dan LHV sebagai fungsi *equivalence ratio* untuk $\text{AR}_{\text{Pir-Oks}} = 70\%$

Gambar 4.9 menunjukkan efek dari ER pada komposisi dan LHV dari gas produser untuk masukan udara bertingkat ($\text{AR}_{\text{Pir-Oks}} = 70\%$). Ketika ER meningkat dari 0,3-0,5, konsentrasi CO terus meningkat dari 17,7% menjadi 18,30%, peningkatan CO dimungkinkan karena peningkatan pembentukan CO pada reaksi oksidasi parsial ($\text{C} + 1/2\text{O}_2 = \text{CO}$) (Martinez, 2011). CO_2 pada kondisi cenderung meningkat seiring peningkatan ER dari 12,89% menjadi 14,33%, hal ini disebabkan oleh peningkatan maskan udara yang mendekati pembakaran sempurna sehingga banyak membentuk gas CO_2 (Daya, 2012). Komposisi H_2 (13,91 %v) tertinggi dicapai pada ER 0,4, peningkatan H_2 terjadi akibat efek peningkatan suhu di zona pirolisis, ketika suhu meningkat di zona pirolisis produksi H_2 juga meningkat (Basu, 2010). Pada ER 0,5 H_2 menurun (11,43 %v), hal ini dikarenakan peningkatan reaksi oksidasi hidrogen di zona oksidasi parsial $\text{H}_2 + 0,5 \text{O}_2 = \text{H}_2\text{O}$ (Guo, 2014). LHV gas mencapai nilai maksimum $4351,2 \text{ kJ/m}^3$

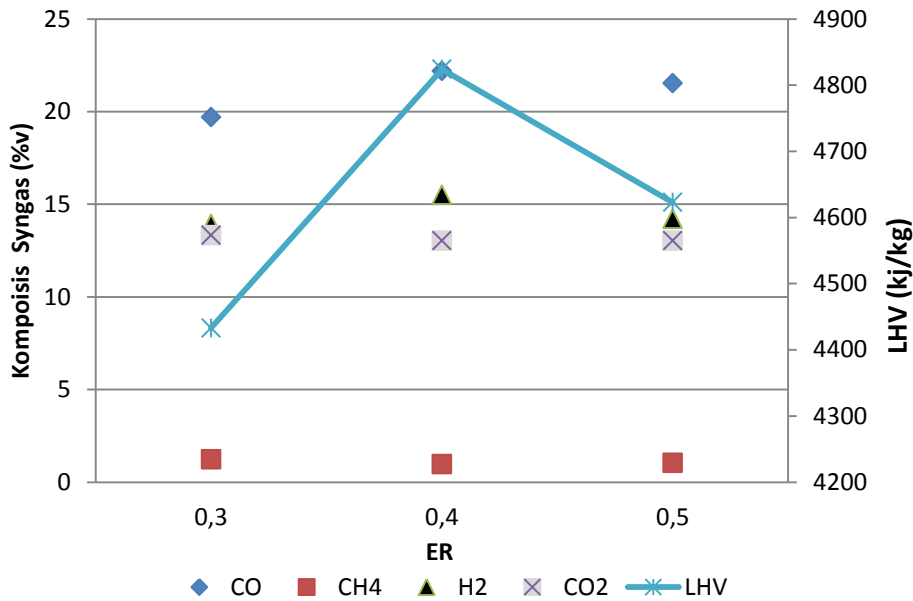
di ER 0,4. Hasil yang didapat pada kondisi ini tidak jauh berbeda dengan masukan udara tunggal ($AR_{\text{Pir-Oks}} = 0\%$) yang berarti tidak ada pengaruh signifikan pada hasil komposisi gas dan LHV pada masukan udara bertingkat untuk $AR_{\text{Pir-Oks}} = 70\%$. Hal ini dikarenakan stabilisasi nyala zona pirolisis. Pengoperasian reaktor dengan masukan udara bertingkat sangat bergantung pada stabilisasi nyala zona pirolisis yaitu keseimbangan antara gerakan yang solid kebawah dan keatas rambat api (Bui, et al, 1993)



Gambar 4.10 Komposisi gas CO, CH₄, H₂, CO₂, dan LHV sebagai fungsi *equivalence ratio* untuk $AR_{\text{Pir-Oks}} = 80\%$

Komposisi CO, CH₄, H₂, CO₂, dan LHV gas untuk $AR_{\text{Pir-Oks}} = 80\%$ sebagai fungsi dari ER ditunjukkan pada gambar 4.10. LHV gas menunjukkan nilai maksimum pada 4776,8 kJ/m³, dengan komposisi CO, CH₄, H₂, dan CO₂ masing-masing 20,47, 1,21, 16,27, dan 13,22 %v untuk kondisi ER 0,4 (aliran udara total 19,2 Nm³/jam). Pada ER 0,5 terjadi penurunan komposisi gas dan LHV, hal ini diakibatkan oleh reaksi pembakaran (reaksi oksidasi parsial, hidrogen, dan metan), Selain itu juga ketika ER meningkat kandungan N₂ berlebih didalam reaktor bisa mengencerkan komposisi gas mampu bakar, dengan demikian LHV gas juga menjadi cepat menurun (Guo et al, 2014). Kandungan H₂ juga terlihat menurun ketika pada ER 0,5, hal ini mengindikasikan bahwa terjadi peningkatan

pembentukan uap di zona oksidasi parsial ($H_2 + 0,5 O_2 = H_2O$) dan peningkatan reaksi pembentukan metan di zona reduksi $C + 2H_2 = CH_4$ yang mengarah ke penurunan komposisi H_2 (Galindo, 2014). Pada ER 0,5 juga terjadi penurunan komposisi CO disebabkan oleh peningkatan kandungan N_2 didalam gasifier karena peningkatan ER.



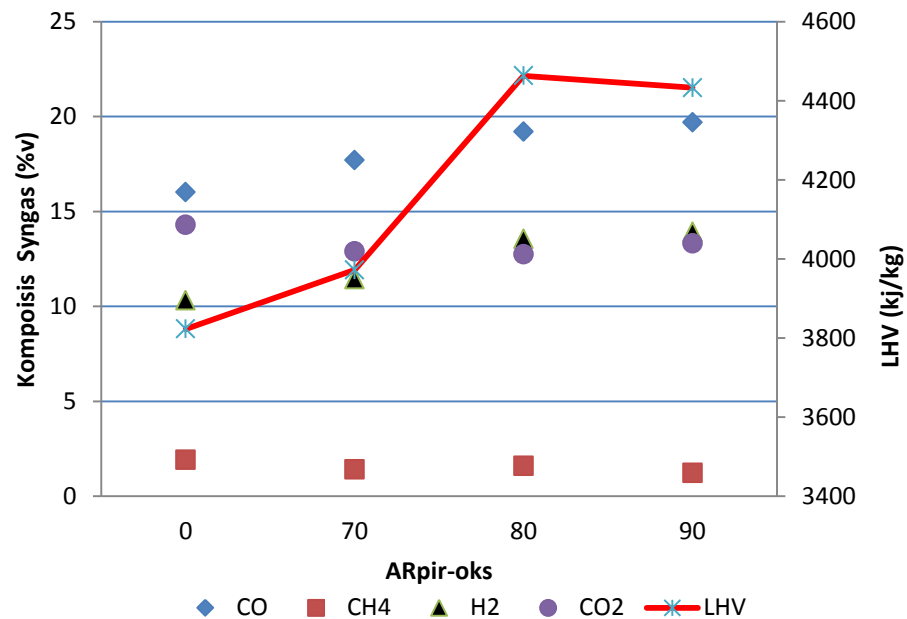
Gambar 4.11 Komposisi gas CO, CH_4 , H_2 , CO_2 , dan LHV sebagai fungsi *equivalence ratio* untuk $AR_{Pir-Oks} = 90\%$

Gambar 4.11 memperlihatkan komposisi CO, CH_4 , H_2 , CO_2 , dan LHV gas untuk $AR_{Pir-Oks} = 90\%$ sebagai fungsi dari ER. Pada $AR_{Pir-Oks} = 90\%$ nilai LHV maksimum adalah $4823,9 \text{ kJ/m}^3$ dan komposisi gas CO, CH_4 , H_2 , CO_2 masing-masing 15,49, 0,97, 22,19, dan 13,03 %v didapat pada ER 0,4. Komposisi gas CO dan H_2 yang tinggi pada kondisi ini (ER 0,4) disebabkan stabilitas yang baik dan kinerja dari zona pirolisis dan pembakaran H_2O dan CO_2 yang terbentuk di zona ini dan interaksinya dengan arang sangat baik pada reaksi endotermik *water-gas* dan reaksi boudouard (Martinez, et al). tetapi pada ER yang lebih tinggi (ER 0,5) H_2 mengalami penurunan menjadi 14,21 %v, hal ini disebabkan peningkatan pada reaksi oksidasi hidrogen ($H_2 + 0,5O_2 = H_2O$) meningkat (Guo et al). Komposisi CH_4 terlihat menurun seiring dengan peningkatan ER yang disebabkan oleh reaksi oksidasi metan ($CH_4 + 1,5O_2 = H_2O$) meningkat

Pengaruh *equivalence ratio* (ER) pada masing-masing $AR_{Pir-Oks}$ 0%, 70%, 80%, dan 90% terhadap komposisi dan LHV gas menunjukkan bahwa ER 0,4 dan

$AR_{Pir-Oks} = 90\%$ adalah masukan udara terbaik. Komposisi dan LHV gas terendah dicapai pada ER 0,3 dan $AR_{Pir-Oks} 0\%$. Pada ER yang lebih tinggi diatas (0,5) terlihat terjadi penurunan komposisi gas yang mudah terbakar (H_2 , CO, dan CH_4) yang dapat dilihat pada penurunan LHV gas. Hal ini disebabkan oleh reaksi yang terjadi di zona pembakaran, dan diakibatkan N_2 yang tinggi didalam reaktor yang bisa mengencerkan gas yang mudah terbakar (Guo, et al). kandungan N_2 di syngas meningkat tajam dengan peningkatan ER, N_2 adalah unsur dominan dalam komposisi udara dan bersifat dingin. Beberapa penelitian mengungkapkan kandungan N_2 dalam *syngas* dapat meningkat dua kali dan mencapai 50% atau lebih, oleh karena itu penggunaan ER harus dibatasi. (Basu, 2010).

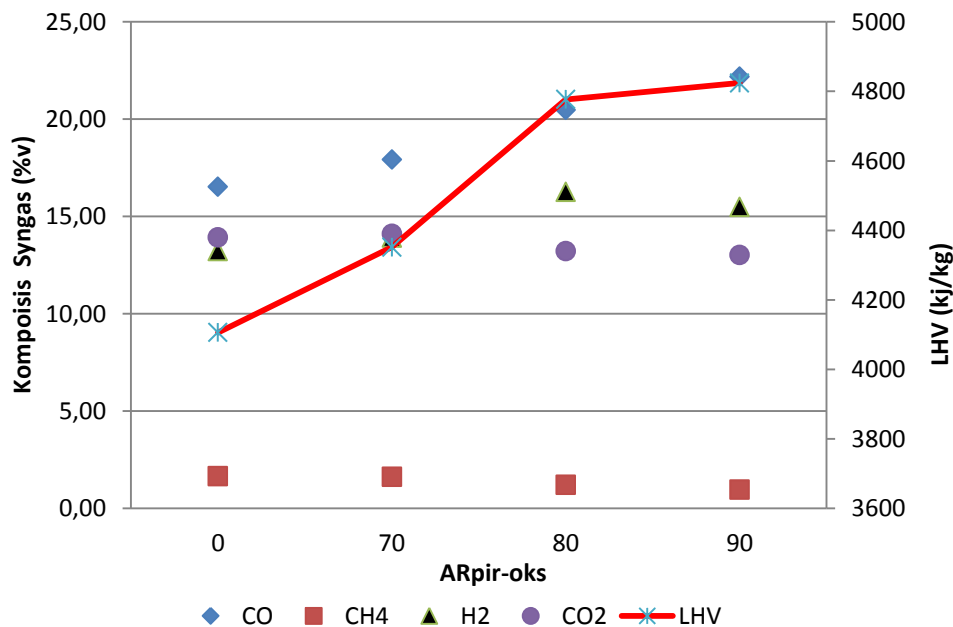
- Pengaruh $AR_{Pir-Oks} 0\%, 70\%, 80\%$, dan 90% terhadap komposisi dan LHV gas untuk masing-masing ER 0,3, 0,4, 0,5



Gambar 4.12 Komposisi gas CO, CH₄, H₂, CO₂, dan LHV sebagai fungsi $AR_{Pir-Oks}$ untuk aliran udara total 14,4 Nm³/jam (ER=0,3)

Gambar 4.12 menunjukkan efek dari $AR_{Pir-Oks} 0\%, 70\%, 80\%$, dan 90% pada laju aliran udara total 14,4 Nm³/jam (ER 0,3) terhadap komposisi gas CO, CH₄, H₂, CO₂, dan LHV. Komposisi gas CO dan H₂ memperlihatkan tren meningkat seiring meningkatnya $AR_{Pir-Oks}$ dari 0% hingga 90%, masing-masing

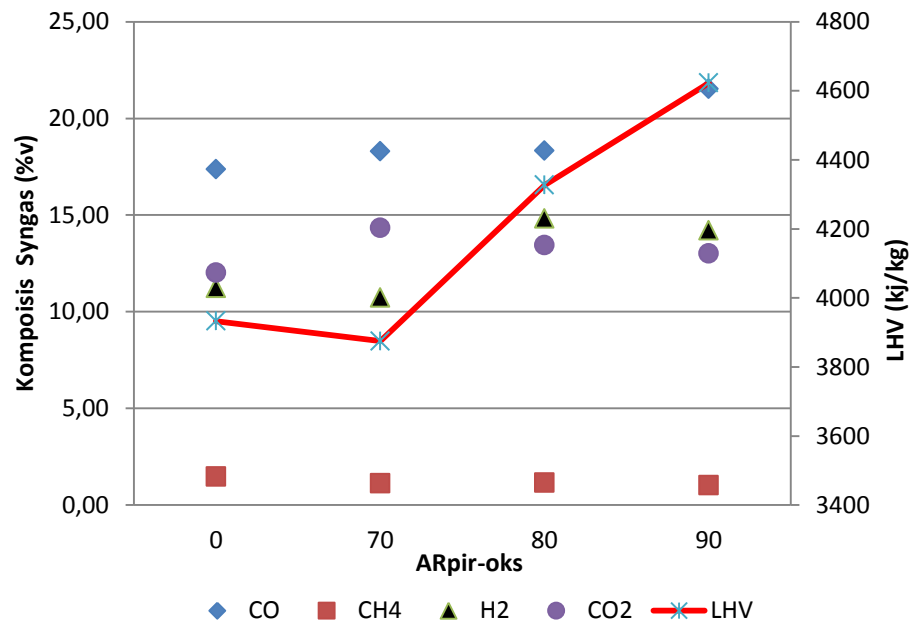
sebesar 19,7 %v dan 13,92 %v. LHV gas maksimum 4230,7 kJ/kg pada $AR_{Pir-Oks}$ 80% sedangkan komposisi CH_4 mengalami penurunan dari $AR_{Pir-Oks}$ = 70% ke $AR_{Pir-Oks}$ = 90% masing dari 1,63 %v menjadi 0,97 %v. Hal ini memeperlihatkan bahwa masukan udara bertingkat lebih efektif dalam meningkatkan komposisi gas mampu bakar dibandingkan dengan masukan udara tunggal. Hal ini dapat dijelaskan ketika zona pirolisis diberi masukan udara oksigen akan berdifusi dengan pori-pori bahan bakar kemudian membentuk kelompok fungsional yang reaktif sehingga akan meningkatkan degradasi dari bahan bakar untuk melepaskan gas permanen (CO , CH_2 , CH_4 , dan CO_2). Hal ini menyebabkan peningkatan komposisi gas yang mudah menguap.



Gambar 4.13 Komposisi gas CO , CH_4 , H_2 , CO_2 , dan LHV sebagai fungsi $AR_{Pir-Oks}$ untuk aliran udara total $19,2 \text{ Nm}^3/\text{jam}$ ($ER=0,4$)

Komposisi gas CO , CH_4 , H_2 , CO_2 , dan LHV sebagai fungsi $AR_{Pir-Oks}$ 0%, 70%, 80%, dan 90% ER 0,4 (aliran udara total $19,2 \text{ Nm}^3/\text{jam}$) ditunjukkan pada gambar 4.13. Komposisi CO memperlihatkan tren peningkatan seiring dengan peningkatan $AR_{Pir-Oks}$ 0%-90% masing-masing dari 16,52 %v ke 22,19 %v, Hal ini disebabkan dalam kondisi oksidatif (masuk udara zona pirolisis), ada peningkatan gas CO dan CO_2 karena ada konsentrasi oksigen di zona tersebut. Hal ini dapat dikaitkan dengan difusi oksigen dan oksidasi arang yang tersisa,

mekanisme reaksi yang terjadi $2C + 1/2O_2 = 2CO$ dan $CO_2 + C = 2CO$ (Su, 2012). Komposisi CO_2 memperlihatkan tren penurunan seiring peningkatan $AR_{Pir-Oks}$ 0%-90%, yang mengindikasikan bahwa reaksi boudouard ($C + CO_2 = 2CO$) meningkat seiring dengan peningkatan suhu di zona reduksi (Guo, 2014). Komposisi H_2 meningkat dari $AR_{Pir-Oks}$ 0%-80% masing-masing dari 13,22 %v dan 16,27, kemudian perlahan-lahan mengalami penurunan pada $AR_{Pir-Oks}$ 90% menjadi 15,49, hal ini disebabkan oleh peningkatan reaksi pembakaran di oksidasi parsial antara H_2 dengan oksigen yang menghasilkan H_2O lebih tinggi. LHV gas mengalami tren peningkatan seiring dengan peningkatan $AR_{Pir-Oks}$, LHV maksimum dicapai pada $AR_{Pir-Oks}$ 90% sebesar 4542,3 kJ/kg, peningkatan LHV disebabkan oleh dekomposisi tar yang menghasilkan gas CO dan H_2 . Komposisi CH_4 mengalami penurunan seiring dengan peningkatan $AR_{Pir-Oks}$, hasil yang sama diperoleh (Galindo et al) dikarenakan reaksi oksidasi parsial dan reaksi reformasi.



Gambar 4.14 Komposisi gas CO , CH_4 , H_2 , CO_2 , dan LHV sebagai fungsi $AR_{Pir-Oks}$ untuk aliran udara total $24 \text{ Nm}^3/\text{jam}$ ($ER=0,5$)

Gambar. 4.14 menunjukkan profil konsentrasi gas CO , H_2 , CH_4 serta LHV_{gas} sebagai fungsi dari persentase masukan udara pirolisis dan oksidasi $AR_{Pir-Oks}$ pada ER 0,5. Komposisi gas CO meningkat seiring meningkatnya $AR_{Pir-Oks}$, dengan nilai tertinggi 21,52 %v pada $AR_{Pir-Oks}$ 90%, yang mengindikasikan ketika

masukannya udara dimasukkan ke zona pirolisis terjadi peningkatan degradasi sehingga meningkatkan produksi gas CO dan CO₂ (Yu, 2013). Penurunan komposisi CO₂ dalam hal ini dikarenakan peningkatan reaksi Boudouard antara karbon dan CO₂ di zona reduksi membentuk gas CO. Komposisi H₂ meningkat dari AR_{Pir-Oks} 70%-80% masing-masing 10,72 %v dan 14,82 %v, kemudian pada AR_{Pir-Oks} yang lebih tinggi cenderung mengalami penurunan, hal ini dimungkinkan karena diisi oleh gas N₂ karena udara berlebih diinjeksikan ke dalam reaktor (Raman, 2013) LHV gas maksimum (4352,7 kJ/kg) ditemukan pada AR_{Pir-Oks} = 90%, yang menyebabkan retak tar oleh suhu pada kondisi ini yang menghasilkan gas CO dan H₂ (Martinez, 2011). Komposisi CH₄ seiring dengan peningkatan AR_{Pir-Oks}, hal ini reaksi metan melambat karena suhu tinggi (Guo, 2014)

Dari ketiga hasil komposisi *syngas* dan LHV gas yang diperlihatkan pada gambar 4.12, 4.13, 4.14 dapat disimpulkan bahwa semakin meningkat persentase masukan udara dari AR_{Pir-Oks} = 0%, 70%, 80%, 90%, komposisi gas semakin baik dan LHV gas juga meningkat. Hal ini memperlihatkan bahwa udara dimasukkan ke tahap pertama meningkatkan suhu di zona pirolisis, meningkatkan retak termal tar dan kualitas gas ketika aliran gas melewati zona pembakaran (Galindo et al). AR_{Pir-Oks} = 90% merupakan persentase terbaik untuk masukan udara bertingkat dengan masukan udara total 19,2 Nm³/jam (ER=0,4). Dalam kondisi masukan udara bertingkat, masukan udara zona pirolisis memiliki pengaruh yang signifikan dalam peningkatan LHV dan komposisi gas. Hal ini disebabkan konsentrasi di zona pirolisis dapat meningkatkan gas yang mudah menguap, uap air, kemudian menurunkan hasil arang dan tar (S. Zhao, et al). Ketika udara dimasukkan ke zona pirolisis, reaksi pirolisis berlangsung dalam lingkungan oksidatif, oksidasi dan degradasi reaksi berlangsung pada waktu yang sama dan lokasi yang sama, yang menyebabkan meningkatnya laju polimerisasi komponen biomassa. Kondisi ini juga dapat meningkatkan hasil gas yang mudah menguap dan meningkatkan tingkat konversi biomassa. Peningkatan hasil gas yang mudah menguap di pirolisis oksidatif menunjukkan konversi yang sempurna biomassa menjadi arang terbentuk sebelum memasuki zona oksidasi parsial. Peningkatan kandungan CO dan H₂ juga disebabkan oleh suhu tinggi di zona pirolisis, semakin tinggi suhu produksi H₂ juga semakin meningkat (Basu, 2010), begitu juga dengan CO pada

suhu yang lebih tinggi, karbon cenderung bereaksi dengan uap dan CO₂ untuk menghasilkan CO yang lebih banyak.

4.5 Kandungan Tar dalam Gas

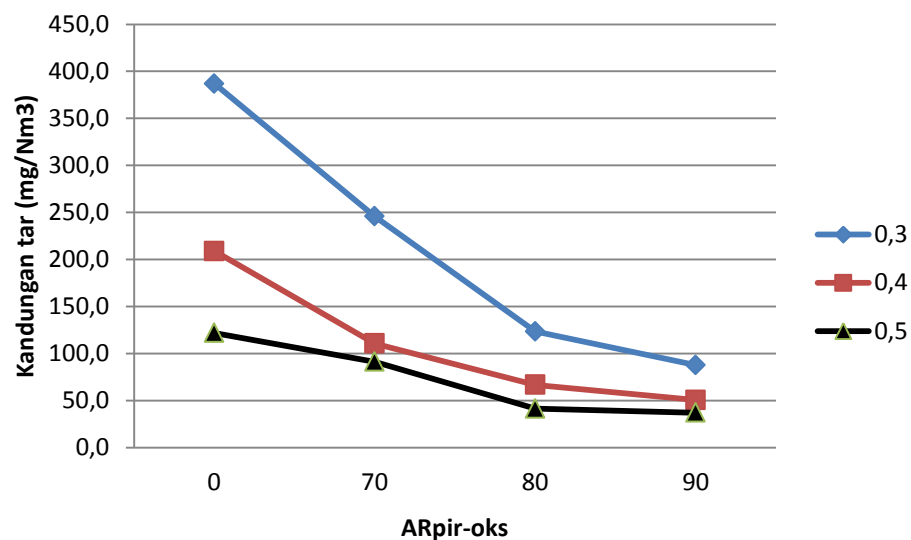
Penelitian ini meneliti jumlah kandungan tar dalam gas menggunakan masukan udara bertingkat. kandungan tar diukur menggunakan teknik brandt, menggunakan persamaan dibawah ini:

$$\text{Kandungan tar} = \frac{m_{tar}}{\text{Volume syngas}}$$

Tabel 4.5 Data kandungan tar dalam gas

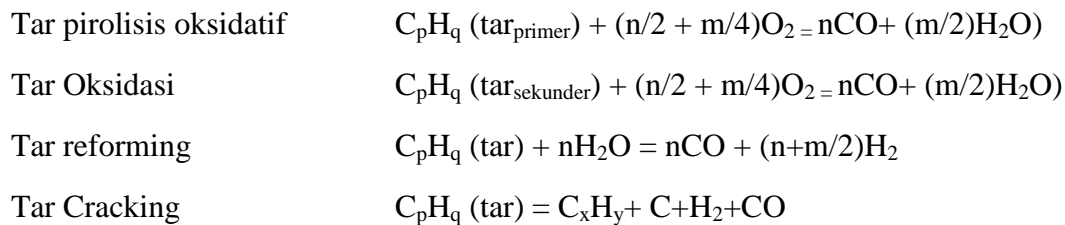
Aliran udara total	14,4				19,2				24			
AR	0	70	80	90	0	70	80	90	0	70	80	90
Mtar	575	398	211	155	435	242	152	121	312	235	110	101
TAR (mg/m3)	386,7	245,7	123,4	87,6	208,7	110,5	66,7	50,4	121,8	91,1	41,2	37,0

Pengaruh kandungan tar pada masukan udara bertingkat dilihat dengan memvariasikan persentase masukan udara antara kedua zona pirolisis dan oksidasi dengan AR_{Pir-Oks}= 0%, 70%, 80%, dan 90% dengan tiga masukan udara total yang berbeda. Hasil penelitian ditunjukkan pada Gambar 4.15.



Gambar 4.15 pengaruh AR_{Pir-Oks}= 0%, 70%, 80%, dan 90% terhadap kandungan tar dalam gas

Gambar 4.15 memperlihatkan bahwa kandungan tar tertinggi (386,7 mg/Nm³) diperoleh untuk aliran udara total 14,4 Nm³/jam (ER 0,3), pada AR_{Pir-oks} = 0% (masukan udara tunggal) yang mungkin terkait dengan suhu rendah dicapai pada zona pirolisis, pada kondisi ini suhu pirolisis hanya sebesar 389⁰ C. sedangkan kadar tar terendah ditemukan pada masukan udara bertingkat AR_{Pir-oks} = 70%, 80%, dan 90% masing-masing 91,1 mg/Nm³, 41,2 mg/Nm³, dan 37 mg/Nm³ pada masukan udara total 24 Nm³/jam (ER 0,5), pada kondisi ini suhu pirolisis masing-masing 643⁰ C, 662⁰ C, 665⁰ C. Hasil ini menunjukkan ketergantungan dari kandungan tar pada suhu di zona pirolisis. Perilaku ini memperlihatkan pengurangan jumlah tar yang terbentuk selama proses pirolisis karena suhu tinggi bisa membantu meningkatkan retak tar di zona oksidasi. Pada kondisi ini proses pemecahan tar primer akan mulai mengalami perubahan dan lebih banyak membentuk gas *noncondensable* dengan molekul yang lebih ringan yang disebut tar sekunder. Ketika tar sekunder melewati zona oksidasi maka akan terjadi proses thermal cracking dan kemudian akan terbentuk tar tersier yang lebih ringan. (Basu, 2010). Reaksi reduksi tar disetiap zona diperlihatkan pada reaksi dibawah ini (Guo, 2012).



4.6 Efisiensi Gas Dingin

Efisiensi termal dari gasifikasi biomassa sering diukur sebagai efisiensi gas dingin ($\dot{\eta}_{\text{gas dingin}}$). Dalam efisiensi gas dingin produk dari LHV gas dan laju volumetrik gas yang dihasilkan dianggap sebagai output termal gasifier. Untuk menghitung efisiensi gas dingin digunakan persamaan sebagai berikut :

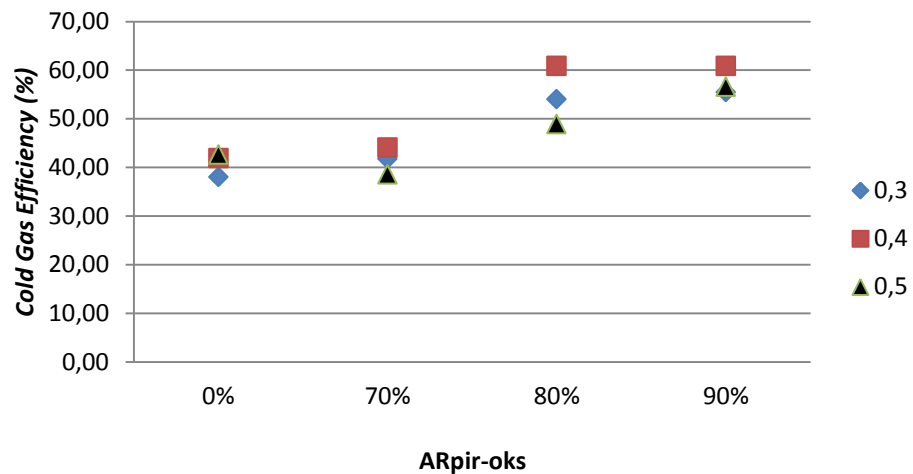
$$\dot{\eta}_{\text{gas dingin}} = \frac{LHV_g \times V_g}{LHV_b \times \dot{m}_b}$$

LHV_g = nilai kalor rendah gas (kJ/kg)

V_g = laju aliran gas (kg/s)

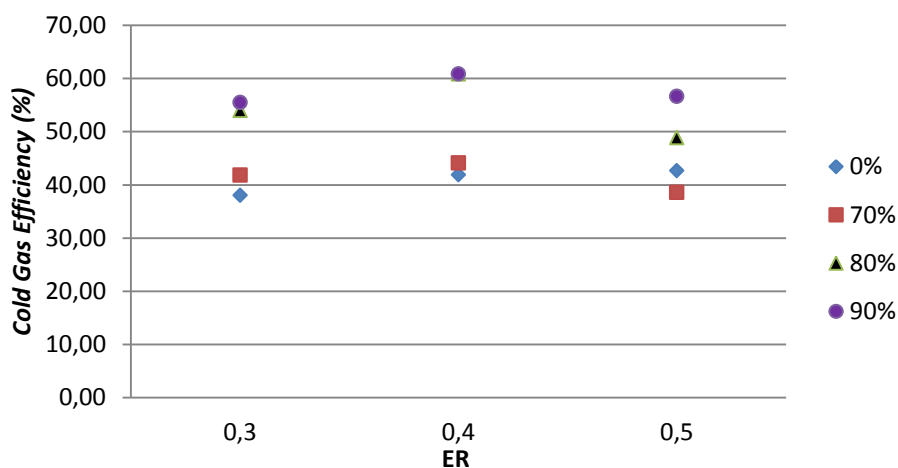
LHV_b = nilai kalor rendah biomassa (kJ/kg)

\dot{m}_b = laju aliran biomassa (kg/s)



Gambar 4.16 pengaruh AR_{Pir-Oks} terhadap efisiensi gas dingin pada masing-masing *equivalence ratio*

Pengaruh AR_{Pir-Oks} 0%, 70%, 80%, 90% terhadap efisiensi gas dingin pada masing-masing ER 0,3, 0,4, dan 0,5 ditunjukkan pada Gambar 4.16. hasil penelitian memperlihatkan peningkatan tren untuk masing-masing ER. Efisiensi gas dingin maksimum 60,85% dicapai pada AR_{Pir-Oks} 80% untuk ER 0,4. Efisiensi gas dingin terendah 37,99% pada AR_{Pir-Oks} 0% dan ER 0,3. Efisiensi gas dingin terbaik dalam percobaan ini dicapai pada ER 0,4 dan AR_{Pir-Oks} 80% dan 90%, fakta ini menunjukkan bahwa gasifier beroperasi dibawah kondisi ini menghasilkan bahan bakar gas dengan karakteristik yang baik dan efisiensi yang tinggi.



Gambar 4.17 pengaruh *equivalence ratio* (ER) terhadap efisiensi gas dingin pada masing-masing AR_{Pir-Oks} (%)

Gambar 4.17 memperlihatkan pengaruh ER terhadap efisiensi gas dingin untuk masing-masing $AR_{Pir-Oks}$. Hasil penelitian menunjukkan tren peningkatan dari ER 0,3 ke 0,4, sedangkan efisiensi gas dingin menurun seiring dengan peningkatan ER 0,5 yang menunjukkan bahwa konversi energi total biomassa menurun (Guo et al). Efisiensi gas dingin terbaik diperoleh pada ER 0,4 untuk masing-masing AR_{pir-ok} , dan yang tertinggi dicapai pada $AR_{pir-ok} = 80\%$ sebesar 60,85%. Hal ini menunjukkan bahwa aliran udara yang lebih besar menunjukkan kecenderungan penurunan efisiensi karena penurunan komposisi dan LHV gas (Martinez et al).

BAB 5

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Hasil penelitian menunjukkan distribusi suhu sepanjang reaktor meningkat ketika udara dimasukkan ke zona pirolisis. Hal ini terlihat pada perbedaan distribusi suhu yang diperoleh pada masukan udara tunggal dengan masukan udara bertingkat. Suhu tertinggi diperoleh pada kondisi $ER=0,5$ dengan $AR_{Pir-Oks}$ 90% dan suhu terendah diperoleh pada $ER= 0,3$ dengan $AR_{Pir-Oks}$ 0%. Untuk kondisi $ER=0,5$ peningkatan suhu dari $AR_{Pir-Oks}$ 0% (masukan udara tunggal) ke 90% (masukan udara bertingkat) suhu meningkat masing-masing dari 143^0 C menjadi 219^0 C (zona *drying*), 502^0 C menjadi 665^0 C (zona pirolisis), 833^0 C menjadi 913^0 C (zona oksidasi), dan 532^0 C menjadi 596^0 C (zona reduksi). Pada kondisi masukan udara tunggal, zona pirolisis beroperasi dibawah kondisi tanpa oksigen sedangkan pada masukan udara bertingkat zona pirolisis mendapat masukan udara yang disebut oksidatif pirolisis. Pada kondisi oksidatif zona pirolisis tidak memerlukan panas dari eksternal (endotermal), tetapi ia sudah bisa menghasilkan panas untuk dirinya sendiri bahkan mampu melepas panas ke zona lain (eksotermal). Selain itu juga keuntungan utama dari masukan udara bertingkat ini adalah kenaikan temperatur tidak hanya terjadi di mana udara tersebut dimasukkan tetapi juga terjadi di seluruh zona gasifikasi.

Masukan udara bertingkat sangat efektif dalam peningkatan kualitas gas dibandingkan dengan masukan udara tunggal. Hasil komposisi gas terbaik diperoleh pada kondisi aliran udara total $19,2\text{ Nm}^3/\text{jam}$ ($ER=0,4$). Peningkatan komposisi dan LHV gas dari $AR_{Pir-Oks}$ 0% ke 90% pada kondisi ini masing-masing dari 16,52 menjadi 22,52 %v CO, CH_4 dari 1,65 menjadi 0,97 %v, kemudian komposisi H_2 dari 13,22 menjadi 15,49%v, dengan LHV gas dari 4106 kJ/Nm^3 menjadi 4822 kJ/Nm^3 . Ketika udara dimasukkan ke zona pirolisis, reaksi pirolisis berlangsung dalam lingkungan oksidatif, oksidasi dan degradasi reaksi berlangsung pada waktu yang sama dan dilokasi yang sama, yang menyebabkan meningkatnya laju polimerisasi komponen biomassa. Kondisi ini juga dapat

meningkatkan hasil gas yang mudah menguap dan meningkatkan tingkat konversi biomassa.

Pada penelitian ini ER juga sangat berperan penting dalam gasifikasi masukan udara bertingkat. Hasil penelitian menunjukkan ER terbaik dalam hal peningkatan suhu dan kandungan tar dicapai pada ER 0,5 sedangkan untuk komposisi dan LHV gas terbaik diperoleh pada ER 0,4. Pada ER yang lebih tinggi diatas 0,4 terjadi penurunan komposisi gas yang mudah terbakar (H_2 , CO, dan CH_4) yang dapat dilihat pada penurunan LHV gas. Hal ini disebabkan oleh N_2 yang berlebih didalam reaktor yang bisa mengencerkan gas yang mudah terbakar.

Kandungan tar meningkat seiring dengan peningkatan suhu. Kandungan tar tertinggi (386,7 mg/Nm³) diperoleh untuk aliran udara total 14,4 Nm³/jam (ER 0,3), pada $AR_{Pir-Oks}$ = 0%. Sedangkan kandungan tar terendah ditemukan pada masukan udara bertingkat $AR_{Pir-Oks}$ = 70%, 80%, dan 90% masing-masing 91,1 mg/Nm³, 41,2 mg/Nm³, dan 37 mg/Nm³ pada masukan udara total 24 Nm³/jam (ER 0,5). Hal ini dikarenakan suhu tinggi di zona pirolisis yang sangat baik untuk proses *tar cracking*.

Efisiensi gas dingin terbaik ditemukan pada ER 0,4 dengan $AR_{pir-oks}$ 80% sebesar 60,86% kemudian terendah sebesar 37,99% pada ER 0,3 dengan $AR_{pir-oks}$ 0% (masukan udara tunggal). Hal ini memperlihatkan konversi biomassa meningkat pada kondisi ini.

5.2 Saran

Penelitian tentang gasifikasi dengan masukan udara bertingkat masih perlu dianalisa lebih lanjut. Dari penelitian yang sudah dilakukan terdapat beberapa saran untuk proses penelitian selanjutnya sebagai berikut:

1. Untuk penelitian selanjutnya perlu ditambahkan port sampling di zona pirolisis, agar bisa diketahui dengan lebih rinci kandungan yang terdapat di zona pirolisis setelah diberi masukan udara.
2. Perlu dilakukan penelitian lebih lanjut pada pengaruh $AR_{pir-oks}$ (80%-90%) dan ER (0,3-0,4) dalam range yang lebih sempit lagi, agar bisa mendapatkan kombinasi yang tepat dan hasil yang lebih baik dalam peningkatan performansi *gasifier*.

3. Dibutuhkan penelitian lebih lanjut untuk sistem pengaduk dalam reaktor, dimana hal tersebut dapat mempengaruhi temperatur pada setiap zona dalam reaktor yang belum tereduksi dengan baik.
4. Perlu dilakukan modifikasi pada *hopper* tempat masuknya biomassa yang masih sulit dalam hal penyalaan awal. Dan masih ada beberapa kebocoran yang menyebabkan kurang efektifnya kinerja dari *gasifier*.

DAFTAR PUSTAKA

- Bambang Sudarmanta, D. F. W. J., Daniar Baroroh Murtadji, "Karakterisasi Gasifikasi Biomassa Sekam Padi Menggunakan Reaktor Downdraft dengan Dua Tingkat Laluan Udara," *Semin. Nas. Tah. Tek. Mesin*, vol. 8, no. March, 2009.
- Bambang Sudarmanta. Agus Wijianto, "Karakterisasi Gasifikasi Downdraft Berbahan Baku Cangkang Kelapa Sawit Dengan Varasi Gasifying Agent," no. March 2016, 2002.
- Bambang Sudarmanta, Kadarisman., "Variasi Rasio Gasifying Agent -Biomassa Terhadap Karakterisasi Gasifikasi Tongkol Jagung pada reaktor downdraft," *Semin. Nas. Perkemb. Ris. dan Teknol. di Bid. Ind.*, vol. 16, no. March, 2010.
- Bambang Sudarmanta, Kadarisman., "Pengaruh Suhu Reaktor dan Ukuran Partikel Terhadap Karakterisasi Gasifikasi Biomassa Tongkol Jagung Pada Reaktor Downdraft," *Semin. Nas. Pascasarj. X – ITS*, vol. X, no. March, 2010.
- Molino, A., Chianese, S., & Musmarra, D. (2016). Biomass gasification technology: The state of the art overview. *Journal of Energy Chemistry*, 25(1), 10-25.
- Basu, P. (2010). *Biomass gasification and pyrolysis: practical design and theory*. Academic press.
- Galindo, A. L., Lora, E. S., Andrade, R. V., Giraldo, S. Y., Jaén, R. L., & Cobas, V. M. (2014). "Biomass gasification in a downdraft gasifier with a two-stage air supply: Effect of operating conditions on gas quality", *biomass and bioenergy*, 61, 236-244.
- Martinez, J. D., Lora, E. E. S., Andrade, R. V., & Jaén, R. L. (2011), "Experimental study on biomass gasification in a double air stage downdraft reactor", *Biomass and Bioenergy*, 35(8), 3465-3480.
- Raman, P., Ram, N. K., & Gupta, R. (2013), "A dual fired downdraft gasifier system to produce cleaner gas for power generation: Design, development and performance analysis", *Energy*, 54, 302-314.
- Ma, Z., Zhang, Y., Zhang, Q., Qu, Y., Zhou, J., & Qin, H. (2012), "Design and experimental investigation of a 190 kW e biomass fixed bed gasification and

- polygeneration pilot plant using a double air stage downdraft approach”, *Energy*, 46(1), 140-147.
- Jaojaruek, K., Jarungthammachote, S., Gratuito, M. K. B., Wongsuwan, H., & Homhual, S. (2011). “Experimental study of wood downdraft gasification for an improved producer gas quality through an innovative two-stage air and premixed air/gas supply approach”, *Bioresource technology*, 102(7), 4834-4840.
- Bui, T., Loof, R., & Bhattacharya, S. C. (1994), “Multi-stage reactor for thermal gasification of wood”, *Energy*, 19(4), 397-404.
- Jarungthammachote, S., & Dutta, A. (2012), “Experimental investigation of a multi-stage air-steam gasification process for hydrogen enriched gas production”, *International Journal of Energy Research*, 36(3), 335-345.
- Brandt, P., Larsen, E., & Henriksen, U. (2000). “High tar reduction in a two-stage gasifier”, *Energy & Fuels*, 14(4), 816-819.
- Bhattacharya, S. C., Siddique, A. M. M. R., & Pham, H. L. (1999), “A study on wood gasification for low-tar gas production”, *Energy*, 24(4), 285-296.
- Chen, Y., Luo, Y. H., Wu, W. G., & Su, Y. (2009), “Experimental investigation on tar formation and destruction in a lab-scale two-stage reactor”, *Energy & Fuels*, 23(9), 4659-4667.
- Devi, L., Ptasiński, K. J., & Janssen, F. J. (2003), “A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes”, *Biomass and bioenergy*, 24(2), 125-140.
- Henriksen, U., Ahrenfeldt, J., Jensen, T. K., Gøbel, B., Bentzen, J. D., Hindsgaul, C., & Sørensen, L. H. (2006), “The design, construction and operation of a 75kW two-stage gasifier”. *Energy*, 31(10), 1542-1553.
- Guo, F., Dong, Y., Dong, L., & Guo, C. (2014). Effect of design and operating parameters on the gasification process of biomass in a downdraft fixed bed: An experimental study. *International Journal of Hydrogen Energy*, 39(11), 5625-5633.

- Guangul, F. M., Sulaiman, S. A., & Ramli, A. (2014). Study of the effects of operating factors on the resulting producer gas of oil palm fronds gasification with a single throat downdraft gasifier. *Renewable Energy*, 72, 271-283.
- Atnaw, S. M., Sulaiman, S. A., & Yusup, S. (2013). Syngas production from downdraft gasification of oil palm fronds. *Energy*, 61, 491-501.
- Atnaw, S. M., Kueh, S. C., & Sulaiman, S. A. (2014). Study on tar generated from downdraft gasification of oil palm fronds. *The Scientific World Journal*, 2014.
- SA, Sulaiman., Atnaw, S. M., & AO, M. (2015). Feasibility study of gasification of oil palm fronds. *Journal of Mechanical Engineering and Sciences (JMES)*, 9, 1744-1757.
- Moni, Z., Nazmi, M., & Sulaiman, S. A. (2014). Preliminary Study of Oil Palm Frond Briquette as Biomass Fuel for Gasification. *Applied Mechanics & Materials*, 699.
- Rahman, A. A., Abdullah, N., & Sulaiman, F. (2014). Temperature effect on the characterization of pyrolysis products from oil palm fronds. *Advances in Energy Engineering*, 2, 14-21.
- Samiran, N.A, Jaafara, M.N, Chonga C, Ng Jo-Han. (2015). Review of Palm Oil Biomass as a Feedstock for Syngas Fuel Technology. *Jurnal teknologi*, 5, 13-18.
- H. Shi, W. Si, and X. Li, "The concept, design and performance of a novel rotary kiln type air-staged biomass gasifier," *Energies*, vol. 9, no. 2, pp. 1–18, 2016.
- M. Milhé, L. Van De Steene, M. Haube, J. M. Commandré, W. F. Fassinou, and G. Flamant, "Autothermal and allothermal pyrolysis in a continuous fixed bed reactor," *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, vol. 103, pp. 102–111, 2013.
- Y. Su, Y. Luo, W. Wu, Y. Zhang, and S. Zhao, "Characteristics of pine wood oxidative pyrolysis: Degradation behavior, carbon oxide production and heat properties," *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, vol. 98, pp. 137–143, 2012.
- O. Senneca, R. Chirone, and P. Salatino, "A thermogravimetric study of nonfossil solid fuels. 2. Oxidative pyrolysis and char combustion," *Energy and Fuels*, vol. 16, no. 3, pp. 661–668, 2002.

LAMPIRAN A

Perhitungan dan Tabel

- Menghitung total masukan udara ($\dot{m}_{\text{udara total}}$) dan menentukan persentase masukan udara untuk setiap zona pirolisis dan oksidasi ($AR_{\text{piro-oks}}$)

Tabel 3.1. analisa *proximate* dan *ultimate* pelepah kelapa sawit

Parameter	Nilai
Analisa <i>Proximate</i> (%)	
Ash	1,3
Volatille matter	83,5
Fixed carbon	15,2
Analisa <i>Ultimate</i> (%)	
Carbon	44,58
hidrogen	4,53
Nitrogen	0,71
S	0,07
Oxygen	48,80
HHV (Mj/kg)	17,28

Tabel perhitungan kebutuhan oksigen

Senyawa	Nilai	Kmol	Reaksi	Kebutuhan O ₂
C	44,58	3,71	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	3,71
H	4,53	2,26	$H_2 + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow H_2O$	1,13
O	48,80	3,05	$2O \rightarrow O_2$	-1,525
N	0,71	0,05	$\frac{1}{2} N_2 + O_2 \rightarrow NO_2$	0,1
Total				3,415

Jadi O₂ stoikiometri yang dibutuhkan adalah 3,415 kmol

- Udara stoikiometri yang dibutuhkan adalah:

$$\begin{aligned}
 M_{\text{udara kering}} &= \text{berat } O_2 + \text{Berat } N_2 \\
 &= (3,415 \text{ kmol} \times 32 \text{ kg } O_2/\text{kmol}) + (3,415 \times (79/21) \times 28 \text{ kg } N_2/\text{kmol}) \\
 &= (109,28 \text{ kg } O_2 + 359,71 \text{ kg } N_2) \\
 &= 468,99 \text{ udara/100 kg bahan bakar} \\
 &= 4,687 \text{ kg udara/kg bahan bakar (} \mathbf{AFR_{\text{stoikiometri}}} \text{)}
 \end{aligned}$$

1. Menghitung total masukan udara (\dot{m}_{udara})
2. Perhitungan Persentase masukan udara antara zona pirolisis dan oksidasi

- $Equivalen\ Ratio\ (ER) = 0,3$

- $AFR_{stoichiometri} = \frac{1}{0,23} \left(\frac{8}{3} C + H_2 + S - O_2 \right)$
 $= 4,687\ kg$

- $\dot{m}_{\text{bahan bakar}} = 12,5\ kg/jam$

$$ER = \frac{AFR_{actual}}{AFR_{stoichiometric}}$$

$$0,3 = \frac{AFR_{actual}}{4,687\ kg}$$

$$AFR_{actual} = 1,4061$$

$$AFR_{actual} = \frac{m_{\text{udara}}}{m_{\text{bahan bakar}}}$$

$$1,4061 = \frac{m_{\text{udara}}}{12,5\ kg/jam}$$

$$\dot{m}_{\text{udara}} = 17,57\ kg/jam$$

$$(\text{Massa jenis udara } 1,22\ kg/m^3)$$

$$\dot{m}_{\text{udara}} = 17,57\ kg/jam / 1,22\ kg/jam]$$

$$= 14,4\ Nm^3/jam$$

- $AR_{\text{Pir-Oks}} = 70\%$

- $\dot{m}_{\text{udara total}} = 14,4\ Nm^3/jam$

$$\dot{m}_{\text{udara total}} = \dot{m}_{\text{Pirolisis}} + \dot{m}_{\text{Oksidasi}}$$

$$AR_{\text{Pir-Oks}} = \frac{\dot{m}_{\text{pirolisis}}}{\dot{m}_{\text{oksidasi}}} \times 100\%$$

$$\dot{m}_{\text{Pirolisis}} = \dot{m}_{\text{Oksidasi}} \times 70\%$$

$$\dot{m}_{\text{Pirolisis}} = (\dot{m}_{\text{udara total}} - \dot{m}_{\text{Pirolisis}}) \times 0,7$$

$$\dot{m}_{\text{Pirolisis}} = 0,7\ \dot{m}_{\text{udara total}} - 0,7\ \dot{m}_{\text{Pirolisis}}$$

$$1,7\ \dot{m}_{\text{Pirolisis}} = 0,7\ \dot{m}_{\text{udara total}}$$

$$\dot{m}_{\text{Pirolisis}} = \frac{0,7}{1,7} (14,4)$$

$$\dot{m}_{\text{Pirolisis}} = 5,93\ Nm^3/jam$$

sehingga:

$$\dot{m}_{\text{udara total}} = \dot{m}_{\text{Pirolisis}} + \dot{m}_{\text{Oksidasi}}$$

$$\dot{m}_{\text{Oksidasi}} = 14,4 - 5,93$$

$$\dot{m}_{\text{Oksidasi}} = 8,47\ Nm^3/jam$$

ER	AR (%)	Aliran udara (Nm ³ /jam)		
		Pirolisis	Oksidasi	Udara total
0,3	0	0	14,40	14,4
0,4	0	0	19,20	19,2
0,5	0	0	24,00	24
0,3	70	5,93	8,47	14,4
0,4	70	7,91	11,30	19,2
0,5	70	9,90	14,14	24
0,3	80	6,40	8,00	14,4
0,4	80	8,54	10,68	19,2
0,5	80	10,67	13,34	24
0,3	90	6,82	7,58	14,4
0,4	90	9,10	10,11	19,2
0,5	90	11,37	12,63	24

- Menentukan beda tekanan pada manometer untuk masing-masing aliran udara

Contoh perhitungan pada ER 0,3, ($\dot{m}_{\text{udara}} = 14,4 \text{ Nm}^3/\text{jam} = 17,58 \text{ kg/jam} = 0,0048 \text{ kg/s}$)

$$\Delta p = p_0 - p_1$$

$$V_{\text{max}} = 2 \times 2,109 \text{ m/s}$$

$$\dot{m}_{\text{udara}} = \rho_{\text{udara}} \times V \times A$$

$$V_{\text{max}} = 4,217 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\rho_{\text{udara}} : \text{Massa jenis udara (1.1614 kg/m}^3\text{)}$$

$$A = \text{Luas penampang pipa (D = 0,05 m)}$$

$$V = \sqrt{\frac{2(P_0 - P_1)}{\rho_{\text{udara}}}}$$

$$V = \text{kecepatan aliran}$$

$$\bar{V} = \frac{\dot{m}_{\text{udara}}}{\rho_{\text{udara}} \times A}$$

$$(P_0 - P_1) = \frac{V^2 \times 2 \times \rho_{\text{udara}}}{2}$$

$$\bar{V} = \frac{0,0048}{1,1614 \times 0,00196}$$

$$(P_0 - P_1) = \frac{4,217^2 \times 1,1614}{2}$$

$$\bar{V} = 2,109 \text{ m/s}$$

$$(P_0 - P_1) = 10,33 \text{ Nm}^3$$

$$V_{\text{max}} = 2 \bar{V}$$

ER	Laju aliran udara (kg/s)	v max (m/s)	A (m ³)	ρ_{udara}	\bar{V} (m/s)	Beda tekanan (Pa)
0,3	0,0048	4,217	0,00196	1,161	2,109	10,33
0,4	0,0064	5,623	0,00196	1,161	2,812	18,36
0,5	0,008	7,029	0,00196	1,161	3,514	28,69

- Menentukan LHV OPF

$$\text{LHV}_{\text{biomassa}} = \text{HHV}_{\text{biomassa}} - h_{fg} \left(\frac{9H}{100} + \frac{M}{100} \right)$$

$$\text{LHV}_{\text{biomassa}} = 17280 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 2260 \text{ kJ/kg} \left(\frac{9(4,53)}{100} + \frac{9,35}{100} \right)$$

$$\text{LHV}_{\text{biomassa}} = 16147,3 \text{ kJ/kg (Basu, 2010)}$$

- Menentukan kandungan tar

Contoh perhitungan pada $\dot{m}_{udara} = 14,4 \text{ Nm}^3/\text{jam}$ untuk (ER 0,3) dan AR= 0

$$Kandungan \text{ tar} = \frac{m_{tar}}{Volume \text{ syngas}}$$

$$Kandungan \text{ tar} = \frac{575 \text{ mg}}{1.5438 \text{ m}^3}$$

$$Kandungan \text{ tar} = 372,5 \text{ mg/m}^3$$

Aliran udara total	14,4				19,2				24			
AR	0	70	80	90	0	70	80	90	0	70	80	90
Mtar	575	398	211	155	435	242	152	121	312	235	110	101
TAR (mg/m3)	372,5	245,7	123,4	87,6	200,0	110,5	66,7	50,4	119,5	91,1	41,2	37,0

- Menentukan Efisiensi Gas Dingin

$$\dot{\eta}_{\text{gas dingin}} = \frac{LHV_{gas} \times \dot{m}_{gas}}{LHV_{opf} \times \dot{m}_{opf}}$$

$$\dot{\eta}_{\text{gas dingin}} = \frac{3790,6 \times 0,0056}{16147,3 \times 0,00346}$$

$$\dot{\eta}_{\text{gas dingin}} = 37,99\%$$

ER	AR	Laju Alir massa OPF (kg/s)	laju alir masa syngas(kg/s)	LHV Syngas (kj/kg)	LHV biomassa kj/kg	Efisiensi (%)
0,3	0%	0,00346	0,0056	3790,6	16147,3	37,99
0,4	0%	0,00350	0,0060	3944,4	16147,3	41,88
0,5	0%	0,00353	0,0061	3984,8	16147,3	42,64

LAMPIRAN B

Gambar dan peralatan

A. Alat Uji

1. Reaktor *downdraft*, *cyclone*, *water scrubber*, *dry filter* dan id fan



2. Modifikasi masukan udara zona pirolisis



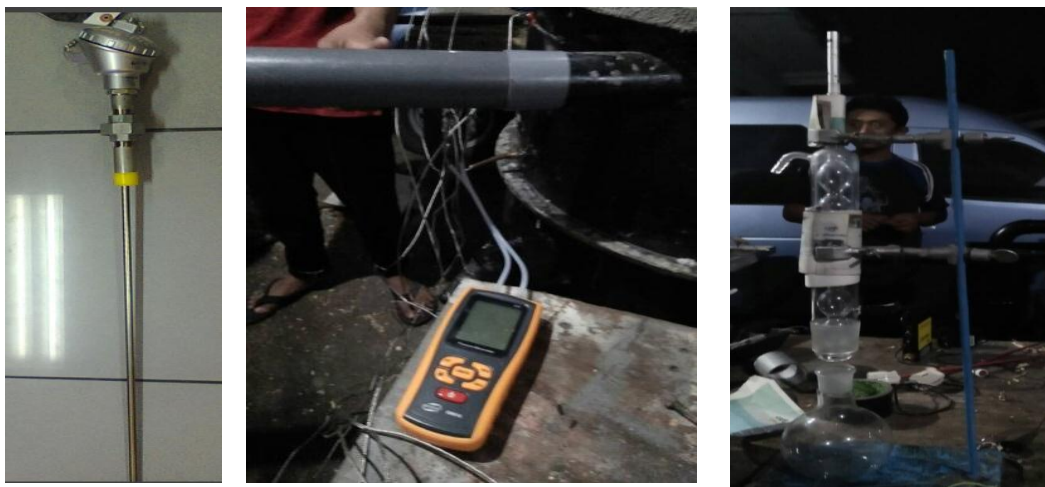
3. Blower dan ID fan



4. Dry filter dan Gas Sampling gas



5. Kondensor Tar, manometer, dan termokopel tipe K



6. Reaktor gasifikasi tipe *downdraft* dengan masukan udara bertingkat



BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan dari keluarga sederhana di Teluk Pambang, 23 Pebruari 1988, merupakan anak kelima dari lima bersaudara pasangan Bapak Tukimin dan Ibu Masitoh.

Pendidikan formal yang ditempuh penulis yakni, dimulai pada tahun 1994-2000 di SDN 041 Bengkalis. Pada tahun 2000-2003 penulis melanjutkan ke SMP N 6 Bengkalis, dan pada tahun 2003-2006 melanjutkan ke SMA N 1 Bengkalis pada Jurusan Ilmu Pengetahuan Alam (IPA).

Penulis melanjutkan studi jenjang Strata I periode 2006-2010 di Universitas Riau, Jurusan S-1 Fisika, Fakultas Matematika dan Ilmu pengetahuan Alam. Kemudian penulis melanjutkan studi program pascasarjana jenjang Strata II periode 2015-2017 di Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Jurusan S2 Teknik Mesin Program studi Rekayasa Konversi Energi, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Selama duduk di bangku kuliah penulis aktif di Laboraturium Teknik Pembakaran dan Sistem Energi. Penulis aktif berinovasi dalam Program Kreativitas Mahasiswa (PKM) dan pernah menghasilkan dua inovasi yang didanai oleh Dikti. Pengalaman bekerja yakni pernah menjalani kerja di PT. ZUG Industri Indonesia di bagian pengelasan dan quality control pada tahun 2013, kemudian tahun 2014 bekerja di Power Plant Riau Energi Tiga.

Email : Gaforex88@gmail.com